



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA E
ENGENHARIA DE ALIMENTOS
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA
QUÍMICA**

**SELEÇÃO DE LINHAGENS OXIDADORAS DE AMÔNIO E REMOÇÃO DE
NITROGÊNIO VIA NITRITO EM REATOR DESCONTÍNUO ALIMENTADO (SBR),
SOB CONDIÇÕES DE LIMITAÇÃO DE OXIGÊNIO**

Cristiane Pereira Zdradek

Prof. Dr. Willibaldo Schmidell Netto
ORIENTADOR
Prof. Dr. Hugo Moreira Soares
Co- ORIENTADOR

**Florianópolis, SC
Setembro, 2005**

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA (UFSC)
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA E
ENGENHARIA DE ALIMENTOS (EQA)
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**SELEÇÃO DE LINHAGENS OXIDADORAS DE AMÔNIO E REMOÇÃO DE NITROGÊNIO
VIA NITRITO EM REATOR DESCONTÍNUO ALIMENTADO (SBR), SOB CONDIÇÕES DE
LIMITAÇÃO DE OXIGÊNIO**

Cristiane Pereira Zdradek

Tese submetida ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Catarina, para obtenção do grau de Doutor em Engenharia Química.

Prof. Dr. Willibaldo Schmidell Netto
ORIENTADOR
Prof. Dr. Hugo Moreira Soares
Co- ORIENTADOR

Florianópolis, SC
Setembro, 2005

“ Por mais difícil que seja o caminho da verdade, ele é
o único que te leva a luz
mesmo que todos digam o contrário”.

Um grande conselheiro

“ Justo quando a lagarta achou que o
mundo tinha acabado,
ela virou uma borboleta”.

**Dedico este trabalho ao
meu marido, pelo amor e
incentivo que sempre
me prestou.**

AGRADECIMENTOS

A Deus, por iluminar meus passos e me fortalecer espiritualmente nos momentos mais difíceis que enfrentei nesta dura jornada.

Ao meu marido, pelo apoio em todos os sentidos que um verdadeiro companheiro pode possibilitar.

Ao professor Willibaldo Schmidell, todo meu carinho por contar não só com um orientador mas com um verdadeiro mestre que deixará ensinamentos para uma vida inteira.

Ao professor Hugo Soares, pela co-orientação e disponibilidade laboratorial para desenvolvimento do trabalho.

A Valéria e Angelina pelos ótimos conselhos, amizade e apoio durante todo o trabalho.

Aos amigos do laboratório Francyne, Gustavo, Fabrício, Camila, Janaína, Mônica, Gilson, João Paulo, Sandra e Alex que sempre estiveram dispostos a ajudar.

Ao Juarez, pela amizade e dedicação em ajudar a qualquer hora.

A Estela, pelo carinho sempre especial nos momentos mais difíceis.

A minha grande amiga Dirlei, pela convivência e apoio em todos os momentos.

A Raquel, o meu especial muito obrigado, acima de tudo por ser uma grande companheira.

Aos professores e funcionários do Departamento, que contribuíram no meu aprendizado.

ÍNDICE

LISTA DE TABELAS.....	iii
LISTA DE FIGURAS.....	vi
NOMENCLATURA.....	X
RESUMO.....	xi
ABSTRACT.....	xii
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. OBJETIVOS.....	4
2.1. Objetivo Geral.....	4
2.2. Objetivo Específico.....	4
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	5
3.1. Transformações Biológicas do Nitrogênio.....	5
3.2. Importância da Remoção Biológica do Nitrogênio.....	8
3.3. Processo convencional para Remoção Biológica de Nitrogênio.....	10
3.3.1. Nitrificação.....	10
3.3.2. Desnitrificação.....	13
3.4. Fatores que influenciam na atividade das bactérias nitrificantes.....	15
3.5. Novos Processos de Remoção Biológica de Nitrogênio.....	18
3.5.1. Processo SHARON.....	22
3.5.2. Processo ANAMMOX.....	24
3.5.3. Processo SHARON – ANAMMOX.....	27
3.5.4. Processo OLAND.....	29
3.5.5. Processo CANON.....	33
4. MATERIAIS E MÉTODOS.....	37
4.1. Microrganismos e meio de cultura.....	37
4.2. Construção e operação dos reatores utilizados.....	38
4.2.1. Construção.....	38
4.2.2. Partida e Operação.....	40
4.2.3. Desnitrificação na segunda etapa do reator I.....	43
4.3. Determinações Analíticas.....	43
4.3.1. Determinação da Concentração de Amônio.....	43
4.3.2. Determinação da concentração de nitrito.....	44
4.3.3. Determinação da concentração de nitrato.....	44
4.3.4. Determinação de DQO.....	44
4.3.5. Determinação da concentração celular.....	45
4.3.6. Cálculos Efetuados.....	45
4.4. Determinação da velocidade específica de respiração das células (QO_2) através da técnica de respirometria.	46
4.4.1. Determinação de QO_2 sem limitação da concentração de oxigênio.....	46
4.4.2. Determinação de $K_L a$	48
4.4.3. Determinação de QO_2 em limitação da concentração de oxigênio.....	50
4.4.4. Construção da curva QO_2 contra C, para determinação dos parâmetros cinéticos dos microrganismos.....	50
4.5. Análise FISH.....	51
4.6. Resumo dos ensaios realizados.....	52
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	55
5.1. Dados experimentais obtidos na primeira etapa para o Reator I.....	55

ÍNDICE

LISTA DE TABELAS.....	iii
LISTA DE FIGURAS.....	vi
NOMENCLATURA.....	X
RESUMO.....	xi
ABSTRACT.....	xii
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. OBJETIVOS.....	4
2.1. Objetivo Geral.....	4
2.2. Objetivo Específico.....	4
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	5
3.1. Transformações Biológicas do Nitrogênio.....	5
3.2. Importância da Remoção Biológica do Nitrogênio.....	8
3.3. Processo convencional para Remoção Biológica de Nitrogênio.....	10
3.3.1. Nitrificação.....	10
3.3.2. Desnitrificação.....	13
3.4. Fatores que influenciam na atividade das bactérias nitrificantes.....	15
3.5. Novos Processos de Remoção Biológica de Nitrogênio.....	18
3.5.1. Processo SHARON.....	22
3.5.2. Processo ANAMMOX.....	24
3.5.3. Processo SHARON – ANAMMOX.....	27
3.5.4. Processo OLAND.....	29
3.5.5. Processo CANON.....	33
4. MATERIAIS E MÉTODOS.....	37
4.1. Microrganismos e meio de cultura.....	37
4.2. Construção e operação dos reatores utilizados.....	38
4.2.1. Construção.....	38
4.2.2. Partida e Operação.....	40
4.2.3. Desnitrificação na segunda etapa do reator I.....	43
4.3. Determinações Analíticas.....	43
4.3.1. Determinação da Concentração de Amônio.....	43
4.3.2. Determinação da concentração de nitrito.....	44
4.3.3. Determinação da concentração de nitrato.....	44
4.3.4. Determinação de DQO.....	44
4.3.5. Determinação da concentração celular.....	45
4.3.6. Cálculos Efetuados.....	45
4.4. Determinação da velocidade específica de respiração das células (QO_2) através da técnica de respirometria.	46
4.4.1. Determinação de QO_2 sem limitação da concentração de oxigênio.....	46
4.4.2. Determinação de $K_L a$	48
4.4.3. Determinação de QO_2 em limitação da concentração de oxigênio.....	50
4.4.4. Construção da curva QO_2 contra C, para determinação dos parâmetros cinéticos dos microrganismos.....	50
4.5. Análise FISH.....	51
4.6. Resumo dos ensaios realizados.....	52
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	55
5.1. Dados experimentais obtidos na primeira etapa para o Reator I.....	55

5.1.1.Primeira Fase.....	55
5.1.2. Segunda Fase.....	60
5.1.3. Terceira Fase.....	62
5.1.4. Medida da atividade nitrificante das células através de respirometria, para a primeira etapa do reator I.....	74
5.1.4.1. Avaliação da atividade respirométrica durante períodos aeróbios e anaeróbios.....	84
5.1.5. Determinação de parâmetros cinéticos ligados à respiração microbiana.....	85
5.2 Dados Experimentais da segunda etapa para o Reator I.....	88
5.2.1. Resultados obtidos com limitação de oxigênio.....	88
5.2.2. Resultados obtidos com a adição de acetato no meio de alimentação.....	94
5.2.3. Medida da atividade nitrificante das células através da respirometria, para a segunda etapa do reator I.....	100
5.2.3.1. Medida da velocidade específica de respiração sob diferentes condições de operação do reator e pH constante.....	100
5.2.3.2. Medida da atividade sob diferentes condições de operação do reator com variação de pH.....	108
5.2.4. Determinação dos parâmetros cinéticos.....	111
5.3. Dados experimentais obtidos na primeira etapa para o Reator II.....	117
5.3.1. Medida da atividade nitrificante das células.....	123
5.3.2. Determinação dos parâmetros cinéticos.....	129
5.4. Dados experimentais para a segunda etapa do Reator II.....	130
5.4.1. Medida da atividade nitrificante das células através da respirometria, para a segunda etapa do reator II.....	136
5.4.1.1. Medidas de velocidade específica de respiração sob diferentes condições de operação do reator e pH constante.....	136
5.4.1.2. Medidas de velocidade específica de respiração sob diferentes condições de operação do reator com variação de pH.....	142
6. CONCLUSÕES.....	146
7. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	149
8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	150
ANEXOS.....	157

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1. Estados de oxidação do nitrogênio, em diferentes compostos.....	6
Tabela 3.2. Concentração de nitrogênio em esgoto doméstico.....	9
Tabela 3.3. Concentração de nitrogênio em efluente de suinocultura após decantação (dados de 2001 com duas coletas por mês – Vazão 600 m ³ /d).....	9
Tabela 3.4. Parâmetros Cinéticos para 20 °C e pH 8.....	17
Tabela 3.5. Valores médios previstos para um ano de operação do processo SHARON, com adição de metanol de 1Kg/Kg N-NH ₄ no afluente.....	24
Tabela 3.6. Comparação entre os processos SHARON e ANAMMOX, ambos alimentados com efluente de biodigestor.....	26
Tabela 3.7. Dados do processo SHARON e ANAMMOX combinados.....	28
Tabela 3.8. Efeitos da adição de concentrações definidas de nitrito, na produção de N ₂ O e N ₂ , durante a desnitrificação por <i>Nitrosomonas europaea</i>	31
Tabela 3.9. Dados de operação do processo OLAND, nos períodos A e B em reator SBR.....	32
Tabela 3.10. Dados do estado estacionário durante a condição anóxica e a condição com limitação de oxigênio.....	34
Tabela 3.11. Valores de diferentes parâmetros durante o estado estacionário do período com limitação de oxigênio.....	35
Tabela 4.1. Composição de nutrientes do meio sintético.....	38
Tabela 4.2. Composição da solução de micronutrientes.....	38
Tabela 4.3. Percentual (em relação a quantidade estequiométrica – Eq. 4.4) adicionado de acetato ao longo do tempo de operação do reator I na segunda fase de operação.....	43
Tabela 4.4. Ensaio realizado ao longo do tempo de operação para o reator I.....	54
Tabela 4.5. Ensaio realizado ao longo do tempo de operação para o reator II.....	55
Tabela 5.1. Equações exponenciais ajustadas às fases de operação do reator I, após o terceiro período de lavagem.....	66
Tabela 5.2. Dados de velocidade de respiração celular e as respectivas concentrações de amônio, nitrito e nitrato, para as fases C e D.....	76
Tabela 5.3. Dados das análises da concentração de amônio, nitrito e nitrato realizadas no reator I, primeira etapa, pelo período de 24 horas, no dia 221.....	78
Tabela 5.4. Massa total de oxigênio consumida ao longo das 23 horas de operação do reator I, primeira fase, a partir dos dados experimentais de respiração celular.....	83

Tabela 5.5: Determinação da velocidade de respiração celular em diferentes momentos, para o dia 110 do Reator I, primeira etapa, Fase D.....	84
Tabela 5.6. Parâmetros cinéticos determinados experimentalmente para a primeira etapa do reator I.....	86
Tabela 5.7. Dados de FISH obtidos para o dia 119 de operação do Reator I.....	92
Tabela 5.8. Dados de velocidade de respiração e as respectivas concentrações de amônio, nitrito e nitrato na saída do reator I, segunda etapa.....	100
Tabela 5.9: Dados das análises da concentração de amônio, nitrito, nitrato e velocidade específica de respiração realizadas no reator I, segunda etapa, durante ciclo completo de alimentação no dia 271.....	102
Tabela 5.10. Massa total de oxigênio consumida ao longo das 19 horas de acompanhamento do reator I, segunda fase, a partir dos dados experimentais de respiração celular.....	105
Tabela 5.11: Medida da velocidade de respiração celular no reator I, para a segunda etapa no dia 278, e as respectivas concentrações de amônio e DQO.....	107
Tabela 5.12: Dados de velocidade de respiração, amônio, nitrito e nitrato para acompanhamento do reator I, na segunda etapa, referente ao dia 20, pelo período de 12 horas.....	108
Tabela 5.13. Parâmetros cinéticos determinados experimentalmente, para o reator I, segunda etapa.....	112
Tabela 5.14: Parâmetros cinéticos determinados experimentalmente, para o dia 57, na segunda etapa do Reator I.....	114
Tabela 5.15: Parâmetros cinéticos determinados experimentalmente, para os dias 132, 187 e 224, na segunda etapa do Reator I.....	115
Tabela 5.16. Dados de velocidade de respiração celular e as respectivas Concentrações de amônio, nitrito e nitrato realizadas no reator II, primeira etapa, pelo período de 24 horas.....	124
Tabela 5.17. Massa total de oxigênio consumida ao longo das 24 horas de acompanhamento do reator II, primeira etapa, a partir dos dados experimentais de respiração celular.....	128
Tabela 5.18. Parâmetros cinéticos determinados experimentalmente para a primeira etapa do Reator II.....	129
Tabela 5.19. Dados de velocidade de respiração e as respectivas concentrações de amônio, nitrito e nitrato na saída do reator II, segunda etapa.....	136

Tabela 5.20: Dados de velocidade de respiração celular e as respectivas concentrações de amônio, nitrito e nitrato realizadas no reator II, segunda etapa, pelo período de 23 horas.....	138
Tabela 5.21. Massa total de oxigênio consumida ao longo das 23 horas de acompanhamento do reator II, segunda fase, a partir dos dados experimentais de respiração celular.....	141
Tabela 5.22. Dados de velocidade específica de respiração em função do pH e concentração do efluente nos dias 34 e 44, na segunda etapa para o Reator II.....	142

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1. Reações envolvidas no ciclo do nitrogênio.....	6
Figura 3.2. Esquema simplificado de uma planta de tratamento de nitrificação e desnitrificação para remoção biológica de nitrogênio.....	14
Figura 3.3. Eficiência de Desnitrificação em função da relação DQO/N, para desnitrificação via nitrato e via nitrito.....	15
Figura 3.4. Valores máximos da vazão específica de alimentação, em reator contínuo submetido à lavagem de células.....	20
Figura 3.5. Esquema representativo da união do processo SHARON e ANAMMOX.....	28
Figura 3.6. Possível rota metabólica para a conversão da amônia a nitrogênio gasoso, pelo <i>Nitrosomonas europaea</i>	30
Figura 4.1. Sistema operacional para o estudo da geração de nitrito e remoção biológica de nitrogênio.....	39
Figura 4.2. Determinação experimental de K_{La} utilizando o meio sintético de alimentação com concentração de $500 \text{ mgN-NH}_4 \cdot \text{L}^{-1}$	49
Figura 4.3. Determinação experimental de K_{La} , utilizando o meio sintético de alimentação com concentração de $1000 \text{ mgN-NH}_4 \cdot \text{L}^{-1}$	49
Figura 5.1: Variação da concentração celular em função do tempo para a primeira lavagem do Reator I.....	56
Figura 5.2: Concentração celular em função do tempo no período de SBR após o primeiro período de lavagem do reator I.....	57
Figura 5.3: Dados das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, após a primeira lavagem celular do reator I.....	58
Figura 5.4: Concentração celular em função do tempo no segundo processo de lavagem do reator I.....	60
Figura 5.5: Comportamento da concentração celular ao longo do tempo, após a segunda lavagem do reator I.....	61
Figura 5.6: Concentração de amônio, nitrito e nitrato no efluente do reator, após o segundo período de lavagem no reator I.....	62
Figura 5.7: Concentração celular em função do tempo para o reator I, no terceiro processo de lavagem.....	63
Figura 5.8: Concentração celular em função do tempo, para as três primeiras fases do reator I, após a terceira lavagem.....	65
Figura 5.9: Concentração celular em função do tempo para a fase D do reator I, após a terceira lavagem no reator I.....	65

Figura 5.10: Concentrações de amônio, nitrato, nitrito no efluente e perda de nitrogênio para as três primeiras fases do reator I, após a terceira lavagem.....	67
Figura 5.11: Concentrações de amônio, nitrato, nitrito no efluente e perda de nitrogênio para a fase D do reator I, após a terceira lavagem.....	69
Figura 5.12: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a Fase D da primeira etapa do Reator I (dia 158).....	75
Figura 5.13: Variação da velocidade específica de respiração celular ao longo do tempo, para o Reator I, primeira etapa.....	77
Figura 5.14: Concentrações de amônio, nitrito, nitrato e QO_2 , para o acompanhamento de 24 horas, na primeira etapa, reator I (dia 221).....	79
Figura 5.15: Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido no meio, ajustado segundo proposto pelo modelo de Monod, dia 70, primeira etapa, Reator I.....	85
Figura 5.16: Valores de QO_{2max} e K_o ao longo do tempo, para o Reator I, na primeira etapa.....	87
Figura 5.17: Concentração celular em função do tempo, para as quatro primeiras fases do reator I, na segunda etapa, após partida do reator em SBR.....	89
Figura 5.18: Concentrações de amônio, nitrato e nitrito para as quatro primeiras fases do reator I, na segunda etapa, após a partida do reator em SBR.....	90
Figura 5.19: Concentração celular em função do tempo, após adição de acetato no meio de alimentação, para as Fases E, F e G.....	95
Figura 5.20: Concentrações de amônio, nitrato, nitrito e remoção de nitrogênio, após adição de acetato no meio de alimentação, para as fases E e F.....	95
Figura 5.21: Concentrações de amônio, nitrito, nitrato e remoção de nitrogênio para a fase G, reator I, segunda etapa.....	96
Figura 5.22: Quantidade de DQO adicionada e DQO residual no reator I, segunda etapa, ao longo das fases E, F e G.....	97
Figura 5.23: Variação da velocidade específica de respiração celular ao longo do tempo, para o Reator I, segunda etapa.....	101
Figura 5.24: Concentrações de amônio, nitrito, nitrato e QO_2 , para o acompanhamento de 18 horas, na segunda etapa, Reator I.....	103
Figura 5.25: Relação entre velocidade específica e velocidade específica máxima observada em cada ensaio de respiração em função do pH, para os dias 20 e 57, da segunda etapa, Reator I.....	109

Figura 5.26: Relação entre velocidade específica e velocidade específica máxima observada em cada ensaio de respiração e concentração de ácido nitroso em função do pH, para o dia 132 (Fase D), 187 (Fases E) e 224 (Fase F) da segunda etapa, Reator I.....	110
Figura 5.27. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido no meio, ajustado segundo proposto pelo modelo de Monod, dia 187, segunda etapa, Reator I.....	112
Figura 5.28. Valores de QO_{2max} e K_o ao longo do tempo, para o Reator I, na segunda etapa.....	113
Figura 5.29. Velocidade específica de respiração (QO_{2max}) e constante de saturação (K_o) em função do pH, para o dia 57, da segunda etapa, Reator I.....	114
Figura 5.30: Variação da concentração celular em função do tempo, para o reator II operando em processo contínuo.....	118
Figura 5.31: Concentração celular em função do tempo no período de SBR, após o período de lavagem.....	119
Figura 5.32: Dados da concentração de amônio, nitrito, nitrato e conversão de amônio no efluente do reator II, durante o período de 200 dias (1: 54 horas sem aeração; 2: aumento de 50 % na concentração do meio de alimentação; 3: 50 horas sem aeração).....	120
Figura 5.33. Variação da concentração de oxigênio dissolvido em função do tempo no Reator II, para determinação de respiração celular, no dia 138.....	123
Figura 5.34. Concentrações de amônio, nitrito, nitrato e QO_2 , para o acompanhamento de 23 horas, na primeira etapa, reator II.....	125
Figura 5.35. Concentração celular em função do tempo, para as fases A, B e C da segunda etapa, Reator II.....	131
Figura 5.36: Concentração celular em função do tempo para as fases D, E, F e G, da segunda etapa, Reator II.....	132
Figura 5.37: Concentração de amônio, nitrito, nitrato e conversão do amônio, durante as fases A, B e C, para o Reator II, segunda etapa.....	133
Figura 5.38: Concentração de amônio, nitrito e nitrato, durante as fases D, E, F e G, para o Reator II, segunda etapa.....	134
Figura 5.39: Conversão do amônio às demais formas nitrogenadas e remoção de nitrogênio, para as fases D, E, F e G, Reator II, segunda etapa.....	134
Figura 5.40. Variação da velocidade específica de respiração em função do tempo, para a segunda etapa do reator II.....	137

Figura 5.41. Concentrações de amônio, nitrito, nitrato e QO_2 , para o acompanhamento de 23 horas, na segunda etapa, reator II.....	139
Figura 5.42. Variação da velocidade específica de respiração em função do pH, para os dias 57 e 132, referentes a segunda etapa do Reator II.....	143
Figura 5.43. Variação da velocidade específica de respiração e concentração de ácido nitroso em função do pH, para o dia 118, da segunda etapa do Reator II....	144

NOMENCLATURA

ANAMMOX	<i>Anaerobic Ammonium Oxidation Process</i>	
BON	bactéria oxidadora de nitrito	
BOA	bactéria oxidadora de amônio	
CANON	<i>Completely Autotrophic Nitrogen-removal Over Nitrite</i>	
DQO	demanda bioquímica de oxigênio	
SHARON	<i>Single Reactor High Activity Ammonia Removal Over Nitrite</i>	
OLAND	<i>Oxygen Limited Autotrophic Nitrification Denitrification</i>	
K_d	velocidade específica de decaimento	d^{-1}
TRH	tempo de retenção hidráulica	
SBR	<i>sequencing batch reactor</i>	
F	vazão de alimentação	$L \cdot h^{-1}$
X	concentração celular no reator	$g \cdot L^{-1}$
X_0	concentração celular na alimentação	$g \cdot L^{-1}$
V	volume do reator	L
r_x	velocidade de crescimento das células	$g \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}$
μ	velocidade específica de crescimento	d^{-1} ou h^{-1}
D	vazão específica de alimentação	d^{-1}
$[N-NH_4]_0$	concentração de amônio no afluente ou na alimentação	$mgN-NH_4 \cdot L^{-1}$
$[N-NH_4]$	concentração de amônio no reator	$mgN-NH_4 \cdot L^{-1}$
$[N-NO_2]$	concentração de N-NO ₂ no reator	$mgN-NO_2 \cdot L^{-1}$
$[N-NO_2]_0$	concentração de N-NO ₂ no afluente ou alimentação	$mgN-NO_2 \cdot L^{-1}$
$[N_{Total}]$	concentração de nitrogênio na forma de amônio, nitrito e nitrato no reator	$mgN \cdot L^{-1}$
QO_2	velocidade específica de respiração celular	$mgO_2 \cdot (gSST \cdot min)^{-1}$
C	concentração de oxigênio dissolvido	$mgO_2 \cdot L^{-1}$
K_{La}	coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio	min^{-1}
FISH	<i>Fluorescent In Situ Hybridisation</i>	
μ_{max}	velocidade máxima de crescimento	h^{-1}
SST	sólidos suspensos totais	$g \cdot L^{-1}$
SSV	sólidos suspensos voláteis	$g \cdot L^{-1}$
μ_{N-NH_4}	velocidade de consumo de substrato	$mgN-NH_4 \cdot (gSST \cdot d)^{-1}$
μ_{N-NO_2}	velocidade de formação de produto	$mgN-NO_2 \cdot (gSST \cdot d)^{-1}$
θ_c	tempo de retenção de sólidos	d

NOMENCLATURA

ANAMMOX	Anaerobic Ammonium Oxidation Process	
BON	bactéria oxidadora de nitrito	
BOA	bactéria oxidadora de amônio	
CANON	Completely Autotrophic Nitrogen-removal Over Nitrite	
DQO	demanda bioquímica de oxigênio	
SHARON	<i>Single Reactor High Activity Ammonia Removal Over Nitrite</i>	
OLAND	Oxygen Limited Autotrophic Nitrification Denitrification	
K_d	velocidade específica de decaimento	d^{-1}
TRH	tempo de retenção hidráulica	
SBR	<i>sequencing batch reactor</i>	
F	vazão de alimentação	$L \cdot h^{-1}$
X	concentração celular no reator	$g \cdot L^{-1}$
X_0	concentração celular na alimentação	$g \cdot L^{-1}$
V	volume do reator	L
r_x	velocidade de crescimento das células	$g \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}$
μ	velocidade específica de crescimento	d^{-1} ou h^{-1}
D	vazão específica de alimentação	d^{-1}
$[N-NH_4]_0$	concentração de amônio no afluente ou na alimentação	$mgN-NH_4 \cdot L^{-1}$
$[N-NH_4]$	concentração de amônio no reator	$mgN-NH_4 \cdot L^{-1}$
$[N-NO_2]$	concentração de N-NO ₂ no reator	$mgN-NO_2 \cdot L^{-1}$
$[N-NO_2]_0$	concentração de N-NO ₂ no afluente ou alimentação	$mgN-NO_2 \cdot L^{-1}$
$[N_{Total}]$	concentração de nitrogênio na forma de amônio, nitrito e nitrato no reator	$mgN \cdot L^{-1}$
QO ₂	velocidade específica de respiração celular	$mgO_2(gSST \cdot min)^{-1}$
C	concentração de oxigênio dissolvido	$mgO_2 \cdot L^{-1}$
K_{La}	coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio	min^{-1}
FISH	<i>Fluorescent In Situ Hybridisation</i>	
μ_{max}	velocidade máxima de crescimento	h^{-1}
SST	sólidos suspensos totais	$g \cdot L^{-1}$
SSV	sólidos suspensos voláteis	$g \cdot L^{-1}$
μ_{N-NH_4}	velocidade de consumo de substrato	$mgN-NH_4 \cdot (gSST \cdot d)^{-1}$
μ_{N-NO_2}	velocidade de formação de produto	$mgN-NO_2 \cdot (gSST \cdot d)^{-1}$
θ_c	tempo de retenção de sólidos	d

RESUMO

A remoção do nitrogênio, particularmente de águas residuárias com elevadas concentrações de amônio, através do processo clássico de nitrificação e desnitrificação, requer eficiente aeração e fonte externa de carbono orgânico. Desta forma, a aplicação dos novos processos biológicos que promovem a desnitrificação via nitrito vem ganhando espaço devido as vantagens oferecidas, como a economia de energia, redução na matéria orgânica utilizada e aumento na velocidade de desnitrificação. Neste sentido, o presente trabalho teve por objetivo estudar fatores que promovem o acúmulo de nitrito, tais como a lavagem das bactérias oxidadoras de nitrito e a limitação da disponibilidade de oxigênio dissolvido. Posteriormente, buscou-se estudar a desnitrificação pela adição de acetato de sódio como fonte de carbono. O lodo nitrificante proveniente de um sistema de lodos ativados para tratamento de esgoto doméstico foi adaptado em meio sintético autotrófico, sob aeração, por 160 dias. Após, foram inoculados dois reatores (R I e R II), com volume útil de 2 L, operados como descontínuo alimentado repetido (SBR) com TRH de 2 dias. Os reatores foram submetidos a uma lavagem inicial e posterior período de crescimento celular. Observou-se uma crescente dificuldade em arrastar as células oxidadoras de nitrito, de forma que passou-se a utilizar a limitação de oxigênio dissolvido. No R I o acúmulo de nitrito, em cerca de $450 \text{ mg N-NO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$, foi atingido quando o reator operou com 15 minutos de aeração no período de 1 hora. No R II foi promovido um aumento de carga e o reator só apresentou nitrito (cerca de $600 \text{ mgN-NO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$) após 147 dias de operação e uma parada de 50 horas na aeração. Em um segundo conjunto de experimentos, os reatores foram inoculados com o mesmo lodo nitrificante, que estava em operação a 412 dias. Nesta etapa não foi realizada a lavagem das células e a estratégia aplicada, para promover a nitrificação, foi a limitação de oxigênio dissolvido. No R I, ocorreu um estado estacionário após 100 dias de operação, com uma concentração média de nitrito de $457 \text{ mgN-NO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$, com 15 minutos de aeração e uma hora sem aeração. A seguir, foi adicionado acetato de sódio no meio de alimentação, visando a desnitrificação via nitrito. A adição foi progressiva e os percentuais de eliminação de nitrogênio superiores a 80 % foram atingidos quando se adicionou a quantidade estequiométrica proposta. No reator II foi realizado um aumento da carga nitrogenada, promovendo desta maneira um maior crescimento celular, sendo após iniciada uma fase de limitação de oxigênio, possibilitando desta maneira um reator gerador de altas concentrações de nitrito. O reator obteve um estado estacionário com uma concentração média de $824 \text{ mgN-NO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ e com 30 minutos de aeração em uma hora. Todos os ensaios foram acompanhados por testes respirométricos, de forma a quantificar a atividade das células envolvidas, quando submetidas às distintas condições de operação.

ABSTRACT

The nitrogen removal, especially from residual water, with high concentrations of ammonium, through the classical process of nitrification and denitrification, require an efficient aeration and an external source of organic carbon. In this way, the application of new biological processes which promote the denitrification via nitrite is being used for its advantages such as energy saving, reduction in the organic matter used and an increase in the denitrification speed. This work had as an objective to study factors which promote the nitrite accumulation such as nitrite oxidizing bacteria wash and the availability limit of dissolved oxygen. Later, it was studied the denitrification by the addition of sodium acetate as carbon source. The nitrificant sludge from an active sludge system for domestic treatment of sludge was adapted in an autotrophic synthetic environment, under aeration, for 160 days. After that, two reactors were inoculated (R I and R II), with useful volume of 2 L, operated as repetitive discontinuous fed (SBR) with TRH of two days. The reactors were submitted to an initial wash and a later cellular growth period. It was observed a crescent difficult in gathering nitrite oxidizers cells. So, the dissolved oxygen limit was used. In R I, nitrite accumulation of about $450 \text{ mg N-NO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ was reached when the reactor operated with 15 minutes of aeration in a period of 1 hour. In R II an increase of load was promoted and the reactor only presented nitrite (about $600 \text{ mgN-NO}_2\cdot\text{L}^{-1}$) after 147 days of operation and a 50 hour break of aeration. In a second set of experiments, the reactors were inoculated with the same nitrificant sludge, which was in operation for 412 days. In this step it was not done the cells wash and the strategy applied to promote the nitritation was the dissolved oxygen limit. In R I, there was a steady state after 100 days of operation, with a nitrite average concentration of $457 \text{ mgN-NO}_2\cdot\text{L}^{-1}$, with 15 minutes of aeration and one hour without. After that it was added sodium acetate in the feeding environment, aiming the denitrification via nitrite. The addition was progressive and the nitrogen elimination percentage higher than 80% was reached when it was added the estequiometric amount proposed. In reactor II it was done an increase of nitrogen load, promoting in this way a greater cellular growth. An oxygen limit phase was initiated after that, enabling a generating reactor of high concentrations of nitrite. The reactor obtained a steady state with an average concentration of $824 \text{ mgN-NO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ and with 30 minutes of aeration in one hour. All the experiments were followed by respirometric tests to quantify the involved cells activity when submitted to the different operation conditions.

INTRODUÇÃO

O constante crescimento populacional tem levado ao esgotamento de recursos naturais e contribuído para o agravamento dos problemas ambientais. O despejo indiscriminado de resíduos, provenientes de indústrias e esgotos domésticos, acaba por aumentar estes problemas, causando contaminação nos solos, rios, mares e lençóis freáticos.

A preocupação com o impacto causado no meio ambiente é recente, lembrando que nas décadas de 60 e 70 o foco estava em minimizar os problemas causados pelas altas cargas de matéria orgânica encontradas nas águas residuárias. Desta forma, o estudo da degradação da matéria orgânica em processos aeróbios e anaeróbios avançou de tal forma que permitiu o desenvolvimento de sistemas com alta eficiência, possibilitando o avanço das pesquisas na direção de outros nutrientes igualmente prejudiciais ao meio ambiente.

Particularmente a partir da década de 80 o estudo da degradação biológica de substâncias nitrogenadas passou a despertar uma maior atenção, devido aos problemas causados por este nutriente.

O nitrogênio como um elemento essencial a vida é altamente necessário aos microrganismos para a construção de suas macromoléculas protéicas, mas em condições excessivas e dependendo da forma que é descartado, pode causar graves danos aos sistemas aquíferos. Existe um grande número de águas residuárias para as quais a remoção de nitrogênio é fundamental, entre elas, os efluentes de suinocultura e de refinaria de petróleo.

Devido aos riscos inerentes ao lançamento de efluentes com elevada concentração deste componente, a legislação brasileira limita a concentração de amônio máxima para descarte em $20 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$, para efluentes de qualquer natureza.

O CONAMA (Conselho Nacional de Meio Ambiente) dá as diretrizes básicas para o estabelecimento de padrões de qualidade para o lançamento de águas residuárias em corpos d'água. No entanto, é delegado aos órgãos estaduais o controle da poluição e o estabelecimento de parâmetros que julguem serem mais adequados aos casos específicos de suas regiões. A legislação local deve ser minimamente aquela sugerida pelo CONAMA podendo estes órgãos ter padrões mais exigentes, porém nunca menos exigentes.

Com relação ao nitrato formado a partir da reação de nitrificação no próprio ambiente, a Resolução do CONAMA (nº 357 de 2005) sugere níveis abaixo de $10 \text{ mgN} \cdot \text{L}^{-1}$ para água potável, pois, embora não se tenha relatos de danos à saúde, o nitrato se reduz facilmente a nitrito no trato digestivo, tornando-se nocivo devido ao seu efeito cancerígeno.

O processo mais utilizado e estudado até o presente, para a remoção de nitrogênio, tem sido o processo clássico de nitrificação e desnitrificação. Este processo envolve uma

primeira fase em que bactérias, principalmente as autotróficas pertencentes ao gênero *Nitrosomonas*, oxidam o amônio a nitrito; a seguir, as bactérias pertencentes em particular ao gênero *Nitrobacter* oxidam o nitrito a nitrato, ocorrendo estas duas fases em aerobiose. Numa segunda etapa, o nitrato formado é convertido em nitrogênio gasoso por bactérias quimiorganotróficas, que necessitam de uma fonte de carbono para completar o processo (HENZE, *et al.*, 1997, VON SPERLING, 1996).

O processo clássico demanda um eficiente sistema de aeração na etapa de nitrificação e adição de fonte externa de carbono apropriada para a etapa de desnitrificação. A quantidade de biomassa gerada é uma preocupação, pois o lodo formado deve ser descartado ou tratado de maneira apropriada.

Atualmente os processos de remoção biológica de efluentes visam uma redução de custos, bem como um aumento da eficiência, principalmente em tratamento de águas com altas concentrações de nitrogênio, otimizando as estratégias de tratamento usuais, ou buscando implementar novos processos com microrganismos capazes de converter nitrogênio na forma amoniacal e nitrito em nitrogênio gasoso.

O avanço das pesquisas, principalmente no campo microbiológico, tem possibilitado a descoberta de novos microrganismos e novas rotas metabólicas que vem de encontro com a atual tendência.

Neste sentido os atuais processos direcionam a remoção de nitrogênio via nitrito o que ocasiona uma redução de 25 % na demanda de oxigênio necessária para a nitrificação, 40 % de redução da matéria orgânica utilizada e cerca de 63 % de aumento na velocidade de desnitrificação (KATSOGIANNIS, 2003). Para ter-se sucesso na geração de nitrito é necessário promover a ação das bactérias oxidadoras de amônio (BOA), em detrimento das bactérias oxidadoras de nitrito (BON), o que ocorrerá mediante a aplicação de recursos que estão no foco do presente trabalho e serão detalhadamente discutidos adiante.

O presente trabalho foi desenvolvido no Laboratório de Engenharia Bioquímica do Departamento de Engenharia Química e Engenharia de Alimentos, no qual existem outros trabalhos em andamento, a maioria no sentido de otimizar novos processos para eliminação de nitrogênio, e também enxofre, com a preocupação de reduzir custos, aumentar eficiência e melhorar o sistema operacional, conforme citado acima.

O foco principal do trabalho foi o de selecionar bactérias oxidadoras de amônio, utilizando um reator do tipo descontínuo alimentado repetido (SBR – sequencing batch reactor), com reciclo interno de células. A seleção destas bactérias oxidadoras de amônio deu-se principalmente por limitação de oxigênio, o que propiciou um reator gerador de nitrito, no qual posteriormente foi promovida a desnitrificação heterotrófica.

O trabalho também contou com um segundo reator, no qual se efetuou um aumento de carga com limitação de oxigênio, no qual foi possível avaliar a eventual inibição das bactérias frente a altas concentrações de nitrito.

2. OBJETIVOS

2.1. Objetivo geral

Estudar a geração de nitrito a partir do amônio em meio sintético e em reator operado na forma SBR (sequencing batch reactor), assim como estudar a eliminação de nitrogênio a partir do nitrito gerado pela adição de fonte de carbono.

2.2. Objetivos específicos

- Seleção de linhagens que convertem amônio em nitrito, através da técnica de lavagem de células, utilizando, em processo contínuo, uma vazão específica de alimentação superior a velocidade máxima de crescimento das células, o que em princípio arrasta mais rapidamente as bactérias oxidadoras de nitrito (BON) que as bactérias oxidadoras de amônio (BOA).
- Seleção de linhagens por limitação da concentração de oxigênio dissolvido
- Avaliar as condições necessárias para a eliminação de nitrito, levando-o a N_2 , por operação em condições anóxicas e pela adição de fonte de carbono.
- Caracterizar a atividade nitrificante através do consumo de oxigênio, ao longo do processo de seleção, ou seja, medida da velocidade de respiração dos microrganismos (respirometria) ao longo do processo.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Transformações Biológicas do Nitrogênio

O nitrogênio é um nutriente essencial para qualquer célula viva, pois está na forma de proteínas, ácidos nucleicos, adenosinas fosfatos, nucleotídeos, piridina e pigmentos, sendo que uma bactéria típica contém cerca de 12% de nitrogênio em relação a sua matéria seca. O elemento encontrado em maior abundância na atmosfera terrestre é o nitrogênio gasoso, que pode ser utilizado pelas bactérias fixadoras de nitrogênio, como *Rhizobium*, *Azobacter* e *Cianobactérias* (MADIGAN *et al.*, 1997).

A fixação bacteriana do nitrogênio é um processo metabólico que necessita de energia para quebrar a tripla ligação do nitrogênio (N=N). Cerca de 85% da fixação de nitrogênio na Terra são de origem biológica. O processo de fixação também pode ocorrer quimicamente na atmosfera, via descargas elétricas, através da fixação industrial (indústria de fertilizantes) ou por processos de queima de combustíveis fósseis (BROCK, 1994).

Deve-se destacar que o nitrogênio total em meio líquido inclui o nitrogênio orgânico (proteínas, aminoácidos e uréia), íon amônio (originário da primeira etapa da decomposição do nitrogênio orgânico), nitrito e nitrato.

A reciclagem de nitrogênio na célula envolve em grande parte as formas mais disponíveis como amônia e nitrato, porém como o grande reservatório de nitrogênio está na forma de N_2 , é de fundamental importância o estudo da habilidade dos organismos em utilizar o nitrogênio nesta forma. De uma maneira geral, as substâncias orgânicas nitrogenadas podem ser degradadas por sistemas microbianos gerando NH_3 , enquanto que o nitrogênio atmosférico (N_2) pode ser convertido em NH_3 pelas bactérias fixadoras de nitrogênio. Também o nitrato (NO_3^-) pode ser convertido em N_2 , o qual é lançado para a atmosfera, ou em amônia, a qual será posteriormente utilizada na síntese de compostos necessários para o metabolismo microbiano (HENZE *et al.*, 1997; MADIGAN *et al.*, 1997).

Devido ao grande número de estados de oxidação que o nitrogênio pode assumir, se dá o fato dele poder existir em muitos compostos. O estado de oxidação do nitrogênio pode variar de -3 (na forma de amônia e compostos orgânicos) a +5 (na forma de nitratos), conforme apresentado na Tabela 3.1.

Tabela 3.1. Estados de oxidação do nitrogênio, em diferentes compostos (MADIGAN *et al.*, 1997).

Compostos	Estado de oxidação
Nitrogênio orgânico (R – NH ₂)	-3
Amônia (NH ₃)	-3
Gás nitrogênio (N ₂)	0
Óxido nitroso (N ₂ O)	+1
Óxido nítrico (NO)	+2
Íon nitrito (NO ₂ ⁻)	+3
Dióxido de nitrogênio (NO ₂)	+4
Íon nitrato (NO ₃ ⁻)	+5

A adaptação e sobrevivência de microrganismos no que se refere à grande variedade de fatores ambientais a que são expostos, depende da capacidade de desenvolverem caminhos alternativos para a obtenção de energia. As vias metabólicas envolvidas no ciclo do nitrogênio inorgânico, são realizadas por microrganismos bastante discutidos na literatura e, também, por alguns desconhecidos até o momento (YE & THOMAS, 2001).

As principais transformações dos compostos nitrogenados, resultantes do metabolismo microbiano, incluem processos de fixação, nitrificação, desnitrificação, oxidação anaeróbica do amônio via nitrito e redução desassimilatória do nitrato, que são mostrados na Figura 3.1.

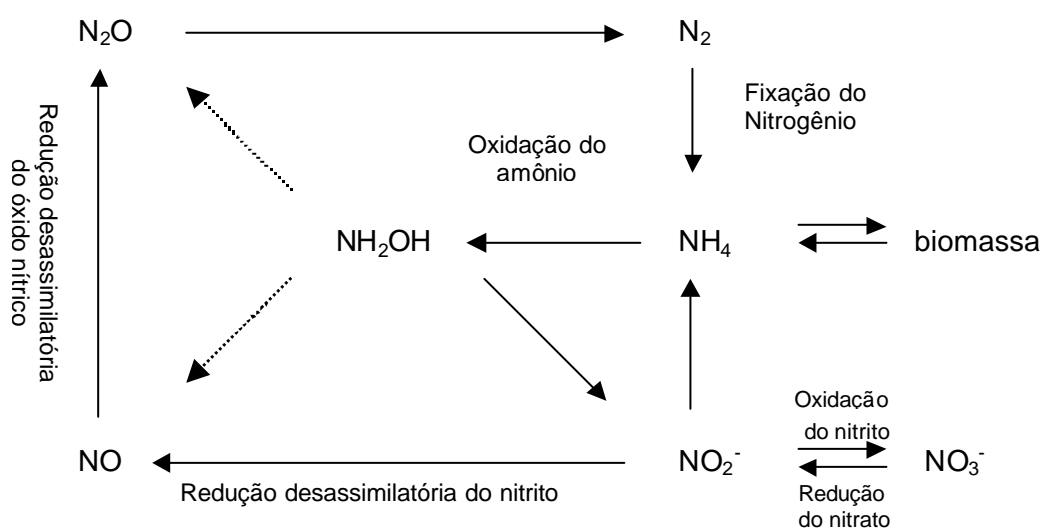


Figura 3.1: Reações envolvidas no ciclo do nitrogênio (YE & THOMAS, 2001).

O íon amônio produzido pela fixação bacteriana do nitrogênio ou pela amonificação de compostos orgânicos nitrogenados pode ser assimilado para síntese celular ou oxidado a nitrato pela ação das bactérias nitrificantes abundantes no solo. O nitrato formado é convertido, através do processo de desnitrificação, a óxido nitroso e nitrogênio gasoso, que é liberado para a atmosfera. O nitrato pode, ainda, ser assimilado (redução assimilatória do nitrato) ou desassimilado, através da redução desassimilatória do nitrato a íon amônio (BROCK, 1994).

A redução assimilatória do nitrato leva à formação do íon amônio, utilizado para a biossíntese celular. Este processo ocorre sob condições aeróbias e anaeróbias, não resultando em rendimento energético e o produto, íon amônio, não é excretado para o meio. Quando existe grande concentração do íon amônio, o processo é inibido ou torna-se insignificante (TIEDJE, 1988).

A redução desassimilatória do nitrato a amônia (RDNA) ocorre sob condições de oxigênio limitante e serve para dissipar o excesso de potencial redutor ou gerar amônia para assimilação e crescimento celular anaeróbio (YE & THOMAS, 2001).

A primeira reação da via da RDNA é a redução do nitrato a nitrito, denominada respiração do nitrato. Esse passo é acoplado a produção de energia na maioria dos organismos. Apesar de necessária, não é a etapa limitante (TIEDJE, 1988).

A reação mais recentemente descoberta, em relação ao ciclo do nitrogênio, é a oxidação anaeróbia do íon amônio, via nitrito, possibilidade esta encontrada pelo metabolismo microbiano para converter amônio em nitrogênio gasoso na ausência de oxigênio e de matéria orgânica. As atividades microbianas de oxidação anaeróbia do amônio e desnitrificação são os principais mecanismos na conversão de nitrogênio combinado a nitrogênio gasoso, completando o ciclo do nitrogênio (YE & THOMAS, 2001).

3.2. Importância da Remoção Biológica do Nitrogênio

O nitrogênio, embora essencial para a vida, em condições excessivas e dependendo da forma em que é descartado, pode causar danos aos sistemas aquíferos.

Os organismos autotróficos fotossintetizantes presentes em ambientes aquáticos naturais têm seu crescimento limitado pela presença de nutrientes como nitrogênio e fósforo. Quando estes são lançados, em quantidades excessivas, em mananciais através de esgotos sanitários ou efluentes industriais permitem o crescimento destes organismos, principalmente o de algas. Estas algas promovem a turvação da água impedindo a passagem da luz. Após seu ciclo de vida, as algas morrem e depositam-se no fundo do manancial sendo então degradadas pelas bactérias heterotróficas presentes no meio. A princípio são degradadas pelas bactérias aeróbias que consomem o oxigênio do meio, prejudicando a sobrevivência dos organismos aquáticos. Após o fim do oxigênio, as bactérias anaeróbias continuam a degradação, produzindo desta forma gases que levam à flotação do material depositado aumentando assim a concentração de material em suspensão. A este fenômeno dá-se o nome de eutrofização dos corpos receptores (SOARES, 2005).

No caso de efluentes domésticos a concentração de nitrogênio presente excede o requerimento microbiano para oxidar a matéria orgânica existente, então somente parte do nitrogênio é removido por atividade microbiana, sendo que o nitrogênio residual estimula a atividade autotrófica, causando o problema da eutrofização citado acima (GRAY, 1992).

É de fundamental importância ter-se idéia da concentração das formas nitrogenadas nas águas residuárias que se deseja tratar, a fim de escolher a forma mais adequada de tratamento a ser realizado. Na Tabela 3.2 encontram-se alguns dados para o esgoto doméstico (HENZE *et al.*, 1997 apud SCHMIDELL & REGINATTO, 2005). Outros dados a respeito de efluentes, como da indústria de suinocultura, encontram-se na Tabela 3.3. Sendo este um exemplo típico de efluente muito concentrado em nitrogênio, o qual pode significar a necessidade de tratamento mais elaborado (SEZERINO *et al.*, 2002 apud SCHMIDELL & REGINATTO, 2005).

Tabela 3.2. Concentração de nitrogênio em esgoto doméstico (HENZE *et al.*, 1997 apud SCHMIDELL & REGINATTO, 2005).

Grandeza	Tipo de Esgoto			
	Concentrado	Moderado	Diluído	Muito Diluído
Nitrog. Total	80	50	30	20
Nitrog. Amoniacal	50	30	18	12
Nitrito	0,1	0,1	0,1	0,1
Nitrato	0,5	0,5	0,5	0,5
Nitrog. Orgânico	30	20	12	8
Fósforo	23	16	10	6

Dados em mgN/L ou mgP/L

Tabela 3.3. Concentração de nitrogênio em efluente de suinocultura após decantação (dados de 2001 com duas coletas por mês – Vazão 600 m³/d) (SEZERINO *et al.*, 2002 apud SCHMIDELL & REGINATTO, 2005).

Valores	N Total (mgN.L ⁻¹)	NH ₄ ⁺ (mgN.L ⁻¹)	NO ₂ ⁺ (mgN.L ⁻¹)	NO ₃ ⁻ (mgN.L ⁻¹)	Outros
Média	1672 ±266	893 ±141	474 ±162	82 ±23	223
Máximo	2300	1210	884	120	-
Mínimo	1150	630	128	26	-
S	372	197	227	32	-

Para a remoção de nitrogênio de efluentes de indústrias e em plantas de tratamento de esgotos, podem ser utilizados tratamentos físico-químicos ou tratamentos biológicos. Os tratamentos químicos de eliminação de amônio por precipitação com amônio-fosfato de magnésio ou por “stripping” são eficientes, mas em relação aos processos de tratamento biológicos são mais onerosos (FUX *et al.*, 2002).

Segundo Duran (1999), para determinar o tipo de tratamento a ser realizado, deve-se levar em conta fatores como as características do líquido a tratar, nível de remoção requerido, tipo de instalação existente e nível de complexidade da tecnologia a implementar.

Basicamente qualquer tratamento biológico para eliminação do nitrogênio consiste em levá-lo a nitrogênio gasoso, o qual é emitido para a atmosfera sem danos ao meio ambiente.

3.3. Processo convencional para Remoção Biológica de Nitrogênio

A eliminação de nitrogênio mais conhecida ocorre em duas etapas distintas, uma na presença de oxigênio, denominada de nitrificação (fase aeróbia), e outra na ausência de oxigênio (fase anaeróbia), chamada de desnitrificação.

3.3.1. Nitrificação

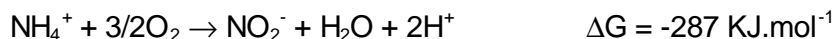
Na primeira etapa do processo convencional de remoção de nitrogênio, o oxigênio funciona como substância que aceita os elétrons transportados na cadeia respiratória, permitindo a reoxidação das coenzimas e a geração de ATP, de forma que o amônio, a forma reduzida de nitrogênio, é oxidado a nitrato, via nitrito, sendo esta a etapa denominada de nitrificação (MADIGAN *et al.*, 1997). Esta etapa é encarada freqüentemente como a limitante no processo de remoção de nitrogênio, motivo pelo qual se encontra uma maior quantidade de dados disponíveis na literatura.

Os microrganismos participantes do processo são autotróficos, ou seja, utilizam o CO_2 como fonte de carbono ou, ainda, quimiolitotróficos, pois oxidam compostos inorgânicos como doadores de elétrons na cadeia respiratória, para a obtenção de energia (MADIGAN *et al.*, 1997).

Segundo Hagopian & Riley (1998), as duas etapas da nitrificação envolvem microrganismos distintos. A oxidação de NH_4^+ a NO_2^- seria realizada pelo gênero *Nitrosomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrospira* e *Nitrosolobus*, sendo o *Nitrosomonas*, a bactéria mais citada em referências bibliográficas. Os gêneros *Nitrobacter*, *Nitrococcus* e *Nitrospira* entendidos como responsáveis pela oxidação do nitrito (NO_2^-) a nitrato (NO_3^-), sendo a *Nitrobacter*, o gênero mais citado como responsável pela segunda etapa do processo de nitrificação.

Henze, *et al.*, 1997 e Madigan *et al.*, 1997, apresentam as reações a seguir para o processo de nitrificação e desnitrificação.

Geração de nitrito:



(esta reação tem a hidroxilamina, NH_2OH , como composto intermediário)

Geração de Nitrato:

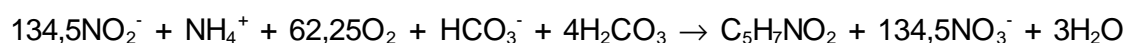
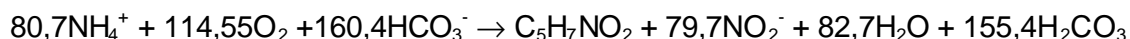


Reação Global:

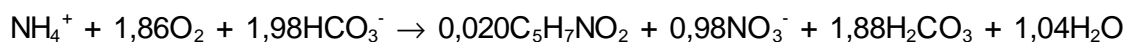


Segundo Madigan *et al.* (1997), o potencial redox E^0 do par $\text{NH}_2\text{OH}/\text{NH}_4$, que participa da primeira reação, é de 0 volts, assim como o E^0 do par $\text{NO}_3^-/\text{NO}_2^-$ é da ordem de +0,43 volts, valores esses bastantes elevados, o que indica que as bactérias nitrificadoras devem doar elétrons para a sua cadeia de transporte de elétrons apenas em etapas mais adiantadas do processo global, o que limita a possibilidade de uma maior geração de ATP, esperando-se células de crescimento lento.

Em termos de crescimento celular Henze *et al.* (1997), propõem a seguinte estequiometria para as duas etapas da nitrificação:



Equação Global:



A partir da discussão proposta por Schmidell & Reginatto (2005), é possível calcular o fator de conversão substrato a células, para todo o conjunto de microrganismos participantes da conversão.

Através da primeira reação para o *Nitrosomonas* pode-se perceber que ocorre a geração de 113g de células, pela conversão de $80,7 \times 14 = 1129,8\text{gN-NH}_4^+$, ou seja, $113/1129,8 = 0,10\text{gSSV/gN-NH}_4^+$ removido. Este cálculo também pode ser realizado para o nitrogênio oxidado, levando-se em conta o NO_2^- , ou seja, $113/(79,7 \times 14) = 0,10\text{gSSV/gN-NH}_4^+$ oxidado. Utilizando a equação global, calcula-se o fator de conversão substrato a

células global, ou seja, $[(113 \times 0,02)/(1 \times 14)] = 0,16 \text{ gSSV/gN-NH}_4^+$, o que representaria uma contribuição de $0,06 \text{ gSSV/gN-NO}_2^-$ do *Nitrobacter* para este total.

A partir da equação global, que leva em conta o crescimento celular, pode-se calcular a quantidade de oxigênio necessária para o processo, ou seja:

$$\frac{1,86 \text{ mol O}_2 \times \left(\frac{32 \text{ g O}_2}{\text{mol}} \right)}{1 \text{ mol NH}_4^+ - \text{N} \times \left(\frac{14 \text{ g N}}{\text{mol}} \right)} = 4,25 \text{ g O}_2 / \text{g N} - \text{NH}_4^+$$

É possível calcular também este consumo, sem levar em conta o crescimento celular, através da reação global anteriormente indicada, considerando apenas a reação de nitrificação, ou seja:

$$\frac{2 \text{ mol O}_2 \times \left(\frac{32 \text{ g O}_2}{\text{mol}} \right)}{1 \text{ mol NH}_4^+ - \text{N} \times \left(\frac{14 \text{ g N}}{\text{mol}} \right)} = 4,57 \text{ g O}_2 / \text{g N} - \text{NH}_4^+$$

A diferença entre estes dois valores indica que o carbono inorgânico, utilizado pelas células para o crescimento, age também como um agente oxidante, reduzindo o consumo de oxigênio.

Para o caso da oxidação do amônio ir somente até nitrito, têm-se o seguinte valor indicado por HENZE, *et al.*, 1997.

$$\frac{114,55 \text{ mol O}_2 \times \left(\frac{32 \text{ g O}_2}{\text{mol}} \right)}{80,7 \text{ mol NH}_4^+ - \text{N} \times \left(\frac{14 \text{ g N}}{\text{mol}} \right)} = 3,24 \text{ g O}_2 / \text{g NH}_4^+ - \text{N}$$

Este valor de oxigênio representa cerca de 25% de economia na passagem de amônio apenas até nitrito, o que justifica a tendência dos novos processos em realizar apenas a primeira etapa da nitrificação.

A reação de nitrificação encontra suas condições ótimas num pH em torno de 7,5 e temperatura entre 28 e 36°C. Sob estas condições, a velocidade específica de crescimento para o *Nitrosomonas*, está entre 0,6 e 0,8 d⁻¹, enquanto para o *Nitrobacter* pode-se esperar velocidade em torno de 0,6 e 1,0 d⁻¹, o que indica baixas velocidades específicas (HENZE, *et al.*, 1997).

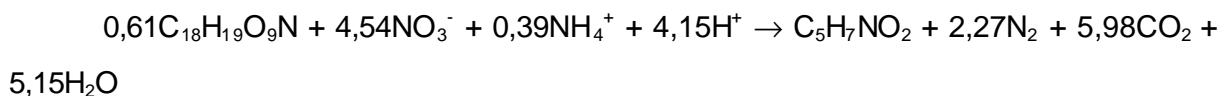
Condições estáveis em um sistema de nitrificação, levam os microrganismos amônio-oxidantes e nitrito-oxidantes a perfeita simbiose, ocorrendo, portanto, a formação de flocos.

Com isso, não é esperado o acúmulo de nitrito no lodo ativado aeróbio (VERSTRAETE, 2001). Os fatores que podem induzir ao acúmulo de nitrito como alta concentração de amônia livre, baixo pH, limitação da concentração de oxigênio dissolvido e outros serão discutidos no item 3.5.

3.3.2. Desnitrificação

Na etapa seguinte, denominada de desnitrificação, tem-se o nitrato (gerado na nitrificação e ainda possível de ser utilizado por microrganismos), como receptor de elétrons, provenientes de um material orgânico, passando a forma de gás N_2 . A reação tem o óxido nítrico (NO) e o óxido nitroso (N_2O), como possíveis intermediários, igualmente lançados na atmosfera, porém em quantidades normalmente muito baixas.

A etapa de desnitrificação é realizada por bactérias heterotróficas facultativas e normalmente abundantes no esgoto doméstico, sendo o gênero *Pseudomonas* o mais conhecido. Estas bactérias utilizam o nitrato como receptor de elétrons na presença de algum material orgânico, que funciona como doador de elétrons, em ausência de oxigênio, ou seja, em condições anóxicas. O material orgânico necessário, pode ser adicionado artificialmente, como metanol, etanol, acetato e outros, ou disponível internamente no próprio processo (VON SPERLING, 1997; MADIGAN *et al.*, 1997). A estequiometria a seguir representa a etapa da desnitrificação.



A desnitrificação encontra suas condições mais favoráveis para pH no valor 8 e temperatura de 35 °C. Nestas condições a velocidade específica de crescimento atinge valores da ordem de 3 a 6 d^{-1} , sendo estes bem superiores aos encontrados para as bactérias autotróficas (WIESMANN, 1994).

Embora a etapa de desnitrificação aconteça de forma mais facilitada que a de nitrificação, devido a diversidade de bactérias que realizam esta operação, pode haver problemas relacionados com a concentração de oxigênio dissolvido. Conforme EPA (1993), para sistemas de lodos ativados a desnitrificação pode ser inibida para concentrações de oxigênio dissolvido de 0,3 a 1,5 $mgO_2.L^{-1}$, tratando-se de células que possuem crescimento aglomerado em forma de flocos.

A Figura 3.2 apresenta uma forma simplificada de representação do processo para remoção de nitrogênio, utilizando a ação conjunta da etapa de nitrificação e desnitrificação. Existem inúmeros esquemas para projeto e construção de sistemas utilizando as duas etapas citadas acima. Neste exemplo, o efluente entra inicialmente num processo anóxico, no qual ocorre a desnitrificação em presença de um composto orgânico. Este material orgânico pode estar presente no efluente, ou ainda ser adicionado a fim de aumentar a eficiência da desnitrificação. O líquido que sai desta etapa passa a fase aeróbia na qual o amônio é levado a nitrito ou nitrato. Num último momento ocorre a sedimentação com o retorno do lodo concentrado, podendo-se imaginar uma taxa de reciclo de 50 a 100% da vazão de entrada do efluente.

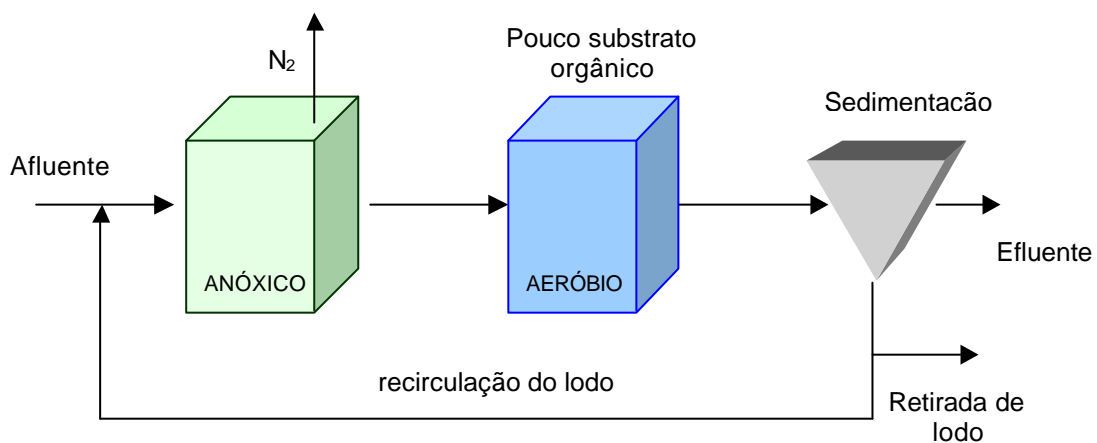


Figura 3.2. Esquema simplificado de uma planta de tratamento de nitrificação e desnitrificação para remoção biológica de nitrogênio.

Estudos sobre a remoção de nitrogênio via nitrito, demonstram vantagens também para a etapa de desnitrificação, a exemplo do que ocorre na nitrificação, conforme citado anteriormente.

A economia de matéria orgânica na desnitrificação via nitrito foi citada por Abeling & Seyfried (1992), como vantagem na obtenção de elevados valores de desnitrificação (máximo de 92%) com menores quantidades de matéria orgânica. Os dados obtidos pelos autores encontram-se na Figura 3.3.

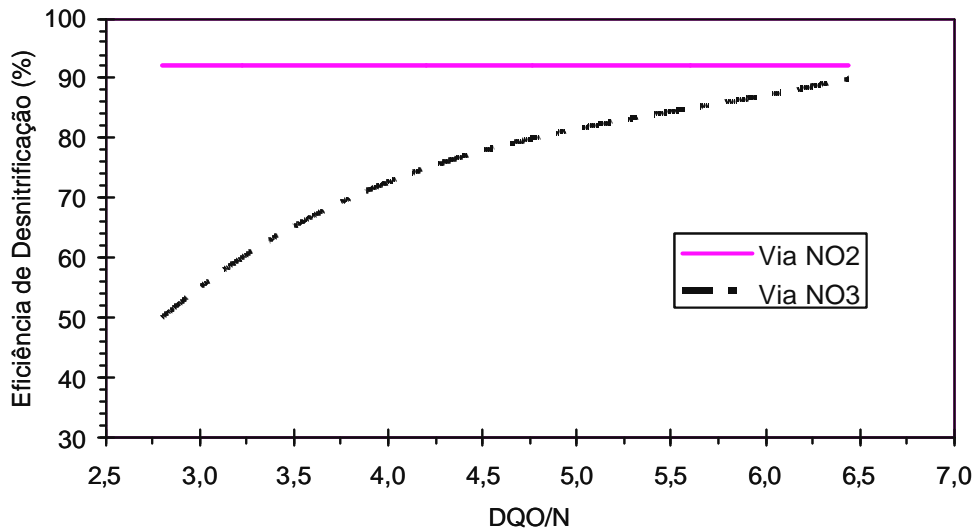


Figura 3.3. Eficiência de Desnitrificação em função da relação DQO/N, para desnitrificação via nitrato e via nitrito (ABELING e SEYFRIED, 1992).

Através da Figura 3.3 é possível perceber uma clara economia de carbono orgânico usando-se a desnitrificação via nitrito ao invés do nitrato. Para uma relação de 2.8 até valores em torno de 6.0 DQO/N a eficiência de desnitrificação mostra uma considerável diferença, o que reforça a idéia de novos processos utilizando esta estratégia.

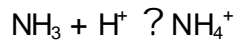
3.4. Fatores que influenciam na atividade das bactérias nitrificantes

Como se sabe, sempre existem valores ótimos de pH e temperatura, por exemplo, para a ação dos microrganismos. No entanto, também se sabe que o controle preciso destes fatores, apenas é possível em reatores de bancada, sendo que em reatores de grande porte deverá ocorrer uma certa heterogeneidade ao longo do reator. O ideal é que o microrganismo tenha uma faixa de valores ótimos dessas grandezas e não valores pontuais.

A interferência de alguns substratos como NH_3 e HNO_2 , podem exercer efeito inibitório nas bactérias nitrificantes, causando alteração dos parâmetros cinéticos, tornando-os dependentes do pH utilizado no processo (GRAY, 1992; HENZE, *et al.*, 1997).

Os equilíbrios químicos entre amônio e amônia livre (substrato das bactérias oxidadoras de amônio), e também do nitrito e ácido nitroso (substrato das oxidadoras de nitrito) são descritos pelas seguintes equações (ANTHONISEN *et al.*, 1976):

- Equilíbrio amônio/amônia livre



$$[\text{NH}_3] = \frac{([\text{NH}_3] + [\text{NH}_4]) \times 10^{\text{pH}}}{K_a + 10^{\text{pH}}}$$

Onde:

$$K_a = e^{(6344/273+t)}$$

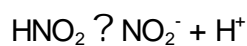
$[\text{NH}_3]$ = concentração de amônia (mgN.L⁻¹)

$[\text{NH}_4]$ = concentração de amônio (mgN.L⁻¹)

$([\text{NH}_3] + [\text{NH}_4])$ = amônia total como N (mgN.L⁻¹)

t = temperatura em graus Celsius

- Equilíbrio Nitrito/Ácido Nitroso



$$[\text{HNO}_2] = \frac{[\text{NO}_2^-]}{K_b + 10^{\text{pH}}}$$

$$K_b = e^{(-2300/273+t)}$$

Onde:

$[\text{NO}_2^-]$ = concentração de nitrito (mgN.L⁻¹)

$[\text{H-NO}_2]$ = concentração de ácido nitroso (mgN.L⁻¹)

t = temperatura em graus Celsius

A partir das equações apresentadas acima é possível calcular as quantidades de amônia e ácido nitroso livres para distintos valores de pH e distintas temperaturas.

Em havendo a possibilidade de ser a amônia livre o verdadeiro substrato das bactérias amônio oxidantes, valores de pH entre 7,5 e 8,5 devem limitar a ação destas bactérias, devido às baixas quantidades de amônia livre encontradas. Em valores de pH inferiores a 6,5 a nitrificação praticamente para, pela falta da amônia livre e alta da concentração de ácido nitroso. Deve-se lembrar que a amônia é também a substância tóxica da nitrificação, o que limita um aumento de pH a valores superiores a 8,5, por acarretarem um aumento considerável desta amônia, causando inibição ao sistema, além de ocasionar “stripping” de amônia (ABELING & SEYFRIED, 1992; HELLINGA *et al.*, 1998; WIESMANN, 1994).

O sistema biológico que promove a nitrificação é intensamente afetado pela concentração de ácido nitroso. Para valores de pH entre 7 e 8 a porcentagem de ácido nitroso é praticamente nula. Entretanto, para valores inferiores a 7 e, em particular, para valores abaixo de 6, esta concentração aumenta, o que provoca grande inibição.

Anthonisen *et al.* (1976) relata que ocorre a inibição do *Nitrosomonas* entre 10 e 150 mgNH₃.L⁻¹ e do *Nitrobacter* entre 0,1 e 1,0 mgNH₃.L⁻¹. Também a inibição dos microrganismos nitrificantes é detectada para concentrações de ácido nitroso entre 0,22 e 2,8 mg HNO₂.L⁻¹.

Fatores como pH e temperatura afetam diretamente o valor dos parâmetros cinéticos da equação de Monod, como a velocidade específica máxima de crescimento e a constante de saturação, conforme diversas citações da literatura.

De acordo com EPA (1993), encontram-se valores de μ_{max} de 0,3 d⁻¹ para 10 °C, 0,65 d⁻¹ para 20 °C e 1,2 d⁻¹ para 30 °C, bem como valores de K entre 0,6 a 3,6 mgN.L⁻¹ para 20°C.

Wiesmann (1994) também indica valores para os parâmetros cinéticos da equação de Monod, conforme apresenta a Tabela 3.4.

Tabela 3.4. Parâmetros Cinéticos para 20 °C e pH 8 (WIESMANN, 1994).

Oxidação de NH ₄ ⁺	Oxidação de NO ₂ ⁻	Degradação aeróbia de orgânicos (DQO)	Redução de NO ₃ ⁻
$\mu_{max} = 0,77 \text{ d}^{-1}$	$\mu_{max} = 1,08 \text{ d}^{-1}$	$\mu_{max} = 7,2 \text{ d}^{-1}$	$\mu_{max} = 2,6 \text{ d}^{-1}$
$Y = 0,147 \text{ g.gN}^{-1}$	$Y = 0,042 \text{ g.gN}^{-1}$	$Y = 0,43 \text{ g.gDQO}^{-1}$	$Y = 0,4 \text{ g.gDQO}^{-1}$
$K_d = 0,048 \text{ d}^{-1}$	$K_d = 0,048 \text{ d}^{-1}$	$K_d = 0,24 \text{ d}^{-1}$	$K_d = 0,1 \text{ d}^{-1}$

K_d = velocidade específica de decaimento celular

É freqüente desprezar-se o valor da velocidade específica de decaimento para o cultivo de bactérias nitrificantes, devido aos baixos valores, conforme apresentado na Tabela 3.4, quando se compara aos microrganismos heterotróficos.

3.5. Novos Processos de Remoção Biológica de Nitrogênio

As pesquisas no tratamento biológico de efluentes estão em constante avanço e cada vez mais a literatura tem mostrado novas linhas para a eliminação de nitrogênio de águas residuárias, visando um aumento de eficiência e redução de custos (FUX *et al.*, 2002; MULDER & KEMPEN, 1997; VERSTRAETE & PHILIPS, 1998).

O tratamento convencional, apresentado anteriormente tem sido utilizado no tratamento de esgotos e em casos de efluentes pouco concentrados em amônio. Em se tratando de efluentes muito concentrados, ocorre dificuldades no dimensionamento e operação a partir do sistema citado.

Como relatado anteriormente, os novos processos, de uma forma geral, buscam realizar a eliminação de nitrogênio utilizando o nitrito como receptor de elétrons e não o nitrato.

Katsogiannis (2003), cita vantagens da remoção via nitrito, como: 40 % de redução da matéria orgânica utilizada na etapa de desnitrificação, 63 % de aumento na velocidade de desnitrificação, redução de 25 % na demanda de oxigênio para efetuar-se a nitrificação (oxidação do amônio até nitrito) em comparação ao processo clássico de nitrificação e também cita como vantagem um decréscimo de 300 % no crescimento da biomassa.

Portanto, para promover a nitrificação parcial do amônio até nitrito, é necessário cessar a ação das bactérias oxidadoras de nitrito, ou seja, as bactérias do gênero *Nitrobacter*. Diante disto diversos autores apresentam discussões sobre fatores que contribuem para o acúmulo de nitrito, os quais serão apresentados a seguir.

Elevadas concentrações de amônia livre

De acordo com o apresentado anteriormente a amônia livre, a qual se torna presente à medida em que se eleva o pH, exerce efeito inibitório tanto para o *Nitrobacter* quanto para o *Nitrosomonas*. Entretanto, o *Nitrobacter* é mais sensivelmente atingido e concentrações relativamente baixas são suficientes para promover sua inibição.

Abeling & Seyfried (1992), citam que concentrações da ordem de 1-5 mgNH₃.L⁻¹ inibem a nitratação mas não inibem a nitritação, os autores declaram que para atingir uma máxima velocidade de nitritação foi preciso prevenir a inibição do *Nitrosomonas* pela amônia livre. A máxima velocidade específica de geração de nitrito e mínima geração de nitrato, ocorreu com 5 mgNH₃.L⁻¹ a pH 8,5 e temperatura de 20°C.

Mauret *et al.* (1996 apud YOO *et al.*, 1999) citam uma faixa entre 6,6 e 8,9 mgN-NH₃.L⁻¹ para inibição do *Nitrobacter*. Balmelle *et al.* (1992 apud YOO *et al.*, 1999) citam que concentrações tão baixas quanto 1 mgN-NH₃.L⁻¹ podem exercer efeito inibitório na nitratação.

Alguns autores citam a possibilidade de haver adaptação do *Nitrobacter* a altas concentrações de amônia, da ordem de até 40 mgN-NH₃.L⁻¹, o que demonstra a dificuldade de controlar a ação das bactérias oxidadoras de nitrito apenas com controle de pH e presença de amônia livre, apesar deste fator ser de grande importância na ação das bactérias (YOO *et al.*, 1999).

Temperatura

Balmelle *et al.* (1992, apud YOO *et al.*, 1999) demonstraram que apesar do *Nitrobacter* apresentar inibição para concentrações de amônia livre entre 2 e 5 mgN-NH₃.L⁻¹, esta se mostrou ativa em temperaturas relativamente baixas, de 10 a 20 °C, obtendo desta maneira baixas concentrações de nitrito. Por outro lado, em temperaturas acima de 25 °C a atividade das bactérias oxidadoras de amônio mostrou-se mais elevada em relação as oxidadoras de nitrito.

-
- MAURET, M.; PAUL, E.; PUECH-COSTES, E.; MAURETTE, M. T.; BAPTISTE, P.. "Application of experimental research methodology to the study of nitrification in mixed culture". Water Science and Technology, Vol. 34, Nº 1-2, pp. 245-252. 1996.
- BALMELLE, B.; NGUYEN, M.; CAPDEVILLE, B.; CORNER, J. C.; DEGUIN, A.. "Study of factors controlling nitrite build-up in biological processes for water nitrification". Water Science and Technology, Vol. 26, Nº 5-6, pp. 1017-1025. 1992.

A Figura 3.4 mostra dados de velocidades específicas máximas de crescimento para *Nitrosomonas* e *Nitrobacter* em função da temperatura e dos máximos valores das vazões específicas de alimentação em testes de lavagem de células em reator contínuo sem reciclo de células. Para temperaturas superiores a 25 °C, os dados permitem avaliar uma maior atividade do *Nitrosomonas* em relação ao *Nitrobacter*, o que permite imaginar uma maior possibilidade de acúmulo de nitrito do que em temperaturas mais baixas (VERSTRAETE & PHILIPS, 1998).

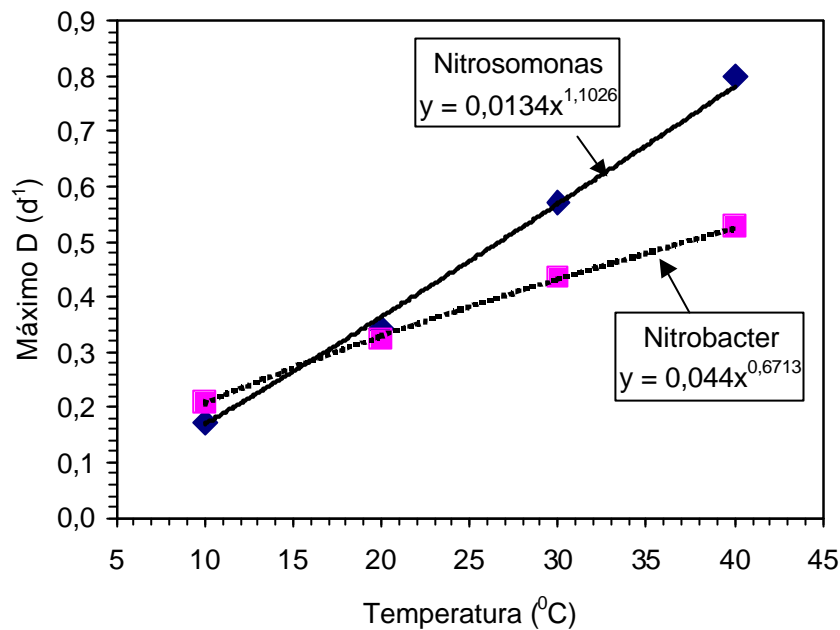


Figura 3.4. Valores máximos da vazão específica de alimentação, em reator contínuo submetido à lavagem de células (VERSTRAETE & PHILIPS, 1998).

Através destes dados é possível imaginar uma seleção de bactérias oxidadoras de amônio em temperaturas mais elevadas. Isto seria possível através do processo de lavagem de células em processo contínuo, submetido à vazão específica de alimentação maior do que a velocidade específica de crescimento das bactérias oxidadoras de nitrito.

Concentração de Oxigênio Dissolvido

De acordo com o apresentado anteriormente, as bactérias nitrificantes são aeróbias e, portanto, dependem da concentração de oxigênio dissolvido para realizarem a etapa da nitrificação. Apesar disto, é apresentado o fato das bactérias oxidadoras de nitrito serem mais sensíveis a baixas concentrações de oxigênio que as oxidadoras de amônio. Com isto, vários trabalhos estão usando a limitação de oxigênio dissolvido para causar a inibição do *Nitrobacter* e promover o acúmulo de nitrito (GARRIDO *et al.*, 1997; LAANBROEK *et al.*, 1993; HUNIK *et al.*, 1994).

Wyffels *et al.* (2003) investigaram o acúmulo de nitrito em um reator contínuo, utilizando filtração em membranas para o reciclo total de células. Os autores obtiveram cerca de 50 % de conversão do amônio em nitrito quando operaram com $0,1 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ a temperatura de 35°C e pH 7,9. Quando esta concentração de oxigênio foi da ordem de $0,25 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ ocorreu praticamente a total conversão do amônio a nitrito, atingindo uma concentração de cerca de $800 \text{ mgN-NO}_2\cdot\text{L}^{-1}$.

Pollice *et al.*, (2002) investigaram a inibição das bactérias oxidadoras de nitrito através de dois reatores, nos quais promoviam situações de não limitação e de limitação de oxigênio, frente a variação no tempo de residência celular, a determinada temperatura e pH. Os autores mostraram que a oxidação do amônio a nitrito foi obtida em todos os testes realizados sob limitação de oxigênio independente da idade do lodo, não observando a presença de altas velocidades específicas de formação de nitrato. Nos testes sob aeração contínua, apenas foi possível obter altas velocidades específicas de acúmulo de nitrito em baixos valores de tempo de residência celular, nos quais ocorre uma lavagem celular acentuada. Desta maneira, a adoção do controle de oxigênio como procedimento para a nitrificação parcial, diminuiria os riscos de “lavagem” da biomassa, o que pode ser pertinente quando operando com um curto tempo de residência celular.

Turk & Mavinic (1987), observaram que células aclimatadas em condições anóxicas foram capazes de sustentar longos períodos de acúmulo de nitrito, de até algumas horas, quando colocadas sob plena aeração. Estes resultados solidificam a idéia de intercalar períodos de aeração com períodos sem aeração, tendo em vista o acúmulo de nitrito, sem a ocorrência de quantidades consideráveis de nitrato. Além disso, esta estratégia é mais simples que a utilização de controles refinados para o oxigênio dissolvido em valores extremamente baixos.

A estratégia de aeração alternada para limitar a oxidação do amônio apenas até nitrito tem favorecido principalmente a aplicação de processos de remoção simultânea de amônio e nitrito, como o processo ANAMMOX ou OLAND (MULDER *et al.*, 1995; KUI & VERSTRAETE, 1998).

Concentração de hidroxilamina não ionizada (ou hidroxilamina livre)

Yang & Alleman (1992 apud YOO *et al.*, 1999) concluíram que somente a concentração de oxigênio dissolvido e concentração de amônia livre como fatores isolados não parecem ser os fatores dominantes na formação e sustentação de nitrito em um determinado reator. Por outro lado, a hidroxilamina ($\text{NH}_2\text{OH}/\text{NH}_3\text{OH}^+$), um intermediário na nitrificação, a qual seria a real inibidora das bactérias oxidadoras de nitrito, tem sua concentração aumentada quando se realiza o cultivo em elevados valores de pH (altas concentrações de amônia livre) e baixos valores de oxigênio dissolvido. Esta pesquisa mostrou que a presença de hidroxilamina possui relação consistente com a atividade de nitratação das células. Os autores, acreditaram ser a concentração de hidroxilamina o maior, se não o principal, fator no sistema de nitrificação.

Levando em consideração que através do controle dos fatores acima, torna-se possível a obtenção de uma nitrificação parcial até nitrito, serão apresentados, a seguir, novos processos que visam a eliminação de nitrogênio através destas possibilidades.

3.5.1. Processo SHARON

O processo SHARON ("Single Reactor High Activity Ammonia Removal Over Nitrite"), propõe a eliminação de nitrogênio via nitrito em um único reator, sem retenção de biomassa, com temperaturas acima de 25 °C (JETTEN *et al.*, 1997).

Este processo é essencialmente utilizado para águas residuárias com elevada concentração de nitrogênio amoniacal, as quais consumiriam uma quantidade excessiva de oxigênio para realizar o processo completo da nitrificação. Funciona como um pré-tratamento capaz de produzir um efluente com quantidades reduzidas de amônio, possibilitando, posteriormente, um tratamento mais convencional, a fim de atingir a condição necessária para o despejo em rios e córregos (HELLINGA *et al.*, 1998; MULDER & KEMPEN, 1997).

Mulder & Kempen (1997), indicam vantagens do processo SHARON, como o baixo investimento devido a utilização de um único reator com simples operação e manutenção, baixos custos relacionados as baixas quantidades de oxigênio e carbono utilizadas, além do processo não requerer pré-tratamento e não utilizar nenhum tipo de produto químico.

YANG, L.; ALLEMAN, J. E.." Investigation of batch-wise nitrite build-up by an enriched nitrification culture". Water Science and Technology, Vol. 26, N^o 5-6, pp. 997-1005. 1992.

O processo baseia-se na seleção de linhagens de bactérias oxidadoras de amônia a partir de um lodo nitrificante, em reator contínuo no qual é aplicada uma vazão específica de alimentação superior a velocidade de crescimento das células. Como as células geradoras de nitrato, possuem uma velocidade de crescimento inferior as geradoras de nitrito, quando submetidas a temperaturas relativamente altas, uma elevada vazão de alimentação promoveria a “lavagem” das geradoras de nitrato para fora do reator (MULDER & KEMPEN, 1997; VERSTRAETE & PHILIPS, 1998).

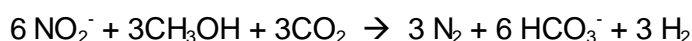
Mulder & Kempem (1997) propuseram intercalar períodos aerados com períodos sem aeração. Nos períodos aerados ocorreria um decréscimo do pH e a formação do nitrito, já em situação anóxica com adição de uma fonte externa de carbono, ocorreria a passagem do nitrito a nitrogênio gasoso, de forma a elevar o pH. Desta forma os períodos aerados e anóxicos eram definidos em função dos valores limites de pH estipulados previamente.

A estequiometria do processo, segundo Mulder & Kempem (1997) é representada pelas seguintes reações:

Nitritação



Desnitrificação



A Tabela 3.5 apresenta alguns dados de operação utilizando o processo SHARON para tratamento do líquido proveniente da concentração de lodos (HELLINGA *et al.*, 1998).

Tabela 3.5. Valores médios previstos para um ano de operação do processo SHARON, com adição de metanol de 1Kg/Kg N-NH₄ no afluente (HELLINGA *et al.*, 1998).

Parâmetros	Afluente	Efluente
NH ₄ ⁺ (mgN.L ⁻¹)	972	130
NO ₂ ⁻ (mgN.L ⁻¹)	-	345
NO ₃ ⁻ (mgN.L ⁻¹)	-	0,9
HCO ₃ ⁻ (mmol.L ⁻¹)	72,3	7,3
HCO ₃ ⁻ /NH ₄ ⁺ (mmol.L ⁻¹)	1,1	0,78
pH	8,3	7,4
Temperatura (°C)	30	35
Biomassa (gSSV.L ⁻¹)	-	0,33

Os dados apresentados na Tabela 3.5 mostram uma média anual de 85 % de conversão de amônio. Os valores indicam uma quantidade significativa de amônio e nitrito ainda presentes no efluente, os quais devem ser adicionados ao primeiro reator do sistema (anóxico) para sofrer a desnitrificação e completar a eliminação de nitrogênio. É preciso salientar a baixa concentração celular no reator, resultado da elevada vazão específica de alimentação aplicada ao reator contínuo sem reciclo de células.

O processo SHARON é o único dos novos processos a ter aplicação em escala industrial. O processo está patenteado e opera em algumas instalações na Holanda, sendo aplicado, como citado anteriormente, para o tratamento de efluentes com alta concentração de amônio, como é o caso de águas residuárias da concentração de lodos de processo de biodigestão (VAN LOOSDRECHT *et al.*, 2001).

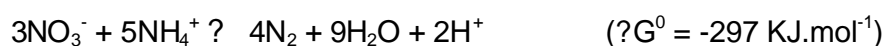
3.5.2. Processo ANAMMOX

De uma maneira geral os trabalhos que relatam a oxidação anaeróbia do amônio são recentes, pois até a década de 90 os mais discutidos eram os processos aeróbios.

Mulder *et al.* (1995) observaram perda de amônio em um reator desnitrificante de leito fluidizado, aplicado ao tratamento de efluentes de um reator metanogênico que era utilizado para degradação de resíduos de uma planta de produção de fermentos, em Delft na Holanda. Foi verificado, neste reator, um elevado consumo de amônio e nitrato simultâneo à produção de gás. Desta maneira, deu-se a descoberta de um novo processo de oxidação anaeróbia do amônio, no qual em condições anóxicas o amônio é oxidado a nitrogênio gasoso, utilizando o nitrato como receptor de elétrons, recebendo a denominação de "Anaerobic ammonium oxidation" ou ANAMMOX.

Uma das vantagens do processo de oxidação anaeróbia do amônio sobre o mais conhecido de nitrificação e desnitrificação é que não necessita de oxigênio e não requer fonte externa de carbono, por ser um processo autotrófico.

Experimentos realizados por Mulder *et al.*, (1995) demonstraram a estequiometria do processo como sendo a seguinte:



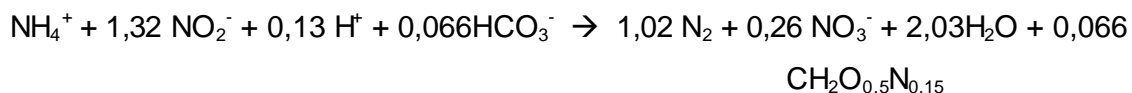
O valor da energia livre desta reação está na mesma ordem de grandeza da energia livre do processo de nitrificação aeróbia ($\Delta G^0 = -362 \text{ KJ.mol}^{-1}$), ou seja, o processo de oxidação anaeróbia é quase tão favorável quanto a nitrificação.

Em estudos posteriores percebeu-se que a reação poderia ocorrer utilizando o nitrito como substância oxidante, devido a energia livre mais favorável, conforme a seguinte reação:



Segundo estudo realizado por van de Graaf *et al.*, (1996), a partir da biomassa do reator descrito por Mulder *et al.*, (1995), foi possível determinar a presença de bactérias nitrificantes aeróbias no lodo. Este número permaneceu constante e em torno de $9 \pm 5 \times 10^3$ células.(mgSV)⁻¹ de amônio oxidantes e $1 \pm 0,9 \times 10^3$ células.(mgSV)⁻¹ de nitrito oxidantes. O número de bactérias nitrificantes foi considerado muito baixo, para ter influência representativa no processo, quando comparado a uma cultura pura de *Nitrosomonas europaea* com 9×10^9 células.(mgSV)⁻¹.

A partir de uma possível rota metabólica para oxidação anaeróbia do amônio, proposta por van de Graaf *et al.*, (1997), foram realizados alguns estudos visando a determinação de parâmetros estequiométricos da reação, utilizando-se um reator do tipo SBR, com eficiente retenção de biomassa (>90%). Desta maneira, foi proposta a estequiometria da oxidação anaeróbia do amônio, conforme a reação:



Esta estequiometria indica um crescimento autotrófico muito limitado, o que permite prever processos com “start-up” muito longos. A reação propõe, assumindo as células como CH₂O_{0,5}N_{0,15}, um fator de conversão de 0,11 gSSV/gN-NH₄⁺ consumido, ou seja, um valor ainda menor que o observado para a oxidação do amônio a nitrato SCHMIDELL & REGINATTO, 2005). Por outro lado, a vantagem de um lento crescimento seria responsável pela pequena produção de lodo, uma vez que o tempo estimado de duplicação é de 11 dias. Desta forma, a utilização de reatores com um sistema eficiente de retenção de biomassa é fundamental para o enriquecimento da cultura (JETTEN *et al.*, 2001; SCHMIDT *et al.*, 2002).

Strous *et al.*, (1999) relatam que a comunidade dominante na biomassa, relativa ao processo de oxidação anaeróbia do amônio estudado (>70%), foi o microrganismo anaeróbio amônio-oxidante da ordem *Planctomyces*, o qual foi denominado *Candidatus Brocadia anammoxidans*.

Na literatura especializada tem sido crescente o número de publicações revelando perdas de nitrogênio em plantas de tratamento de efluentes, o que pode indicar um processo de oxidação anaeróbia do amônio um tanto freqüente. Para melhor compreensão

do processo e sua importância é necessário a identificação de novos microrganismos com esta capacidade, uma vez que os organismos atualmente conhecidos têm sido extremamente difíceis de cultivar em cultura pura (EGLI *et al.*, 2001; JETTEN *et al.*, 1999).

Schmid *et al.* (2000) relataram a identificação de um novo gênero de bactéria com capacidade de oxidação anaeróbia do amônio, encontrada no biofilme formado em reatores do tipo biodiscos rotatórios, em Stuttgart na Alemanha, tendo sido denominada de *Candidatus Kueneria stuttgartiensis*.

Van Loosdrecht *et al.* (2001) relataram a obtenção de, *Brocadia anammoxidans*, uma cultura responsável pelo processo ANAMMOX na forma quase purificada. A cultura identificada possui excelentes propriedades de granulação, o que permitiria o uso das tecnologias dos reatores de fluxo ascendente (UASB ou RAFA), a fim de trabalhar com intenso reciclo de células e reduzir os tempo de “start-up”.

As condições ambientais citados por Strous *et al.* (1999) para a oxidação anaeróbia do amônio foram de temperatura entre 20 e 43 °C (ótimo a 40 °C) e pH de 6,7 a 8,3 (ótimo a pH 8). O processo é facilmente inibido na presença de oxigênio e em concentrações de nitrito acima de 20 mM, embora o autor cite que concentrações da ordem de 10 mM já foram desfavoráveis.

A Tabela 3.6 fornece dados de comparação entre os processos SHARON e ANAMMOX, para esta finalidade o autor utilizou dados de publicações anteriores, nas quais os reatores eram alimentados com efluentes de biodigestores, sendo o nitrito necessário para o processo ANAMMOX suplementado separadamente (JETTEN *et al.*, 1999).

Tabela 3.6. Comparação entre os processos SHARON e ANAMMOX, ambos alimentados com efluente de biodigestor (JETTEN *et al.*, 1999).

Parâmetros	SHARON	ANAMMOX
Carga de amônio (KgN-NH ₄ ⁺ .(m ³ .d) ⁻¹)	0,63 – 1,0	0,24 – 1,34
Carga de nitrito (KgN-NO ₂ ⁻ .(m ³ .d) ⁻¹)	-	0,22 – 1,29
Carga de nitrogênio (KgN.(m ³ .d) ⁻¹)	0,63 – 1,0	0,46 – 2,63
N-NH ₄ ⁺ no efluente (mgN.L ⁻¹)	199	27 ± 85
N-NO ₂ ⁻ no efluente (mgN.L ⁻¹)	469	3 ± 3
Eficiência de remoção de N-NH ₄ ⁺ (%)	76 – 90	88 ± 9
Eficiência de remoção de N-NO ₂ ⁻ (%)	-	99 ± 2

Através dos dados observa-se que o processo SHARON permite a conversão do amônio a nitrito em torno de 80 %, enquanto que o processo ANAMMOX, recebendo suplementação extra de nitrito, eliminou cerca de 90 % do amônio alimentado e praticamente todo o nitrito.

Imaginando-se a possibilidade do processo SHARON oxidar cerca de 50 % do amônio da água residuária a nitrito (aplicando correção de pH), este amônio remanescente e o nitrito presentes neste reator poderiam servir de efluente para um posterior processo ANAMMOX, no qual irão ser convertidos em gás nitrogênio. O “start-up” do reator ANAMMOX pode ser feito utilizando lodo ativado. Após o período de “start-up” (normalmente de alguns meses), o reator pode operar por um longo tempo (VAN DONGEN *et al.*, 2001).

Com base na discussão apresentada a junção do processo SHARON-ANAMMOX seria uma possível proposta de nova tecnologia, a qual será apresentada no item seguinte.

3.5.3. Processo SHARON – ANAMMOX

Um esquema de funcionamento para o processo envolveria um primeiro reator, o qual seria responsável pela geração de nitrito, conforme discutido no item 3.5.1. Este reator operaria em aerobiose e contaria com a ação das bactérias oxidadoras de amônio, para a geração de nitrito, não sendo necessária a completa conversão do amônio. O efluente deste reator contendo amônio e nitrito estaria em condições de ser introduzido num processo ANAMMOX, a fim de atingir o objetivo de eliminação do nitrogênio.

A Figura 3.5 mostra um esquema do processo SHARON e ANAMMOX combinados, proposto por van Dongen *et al.*, (2001).

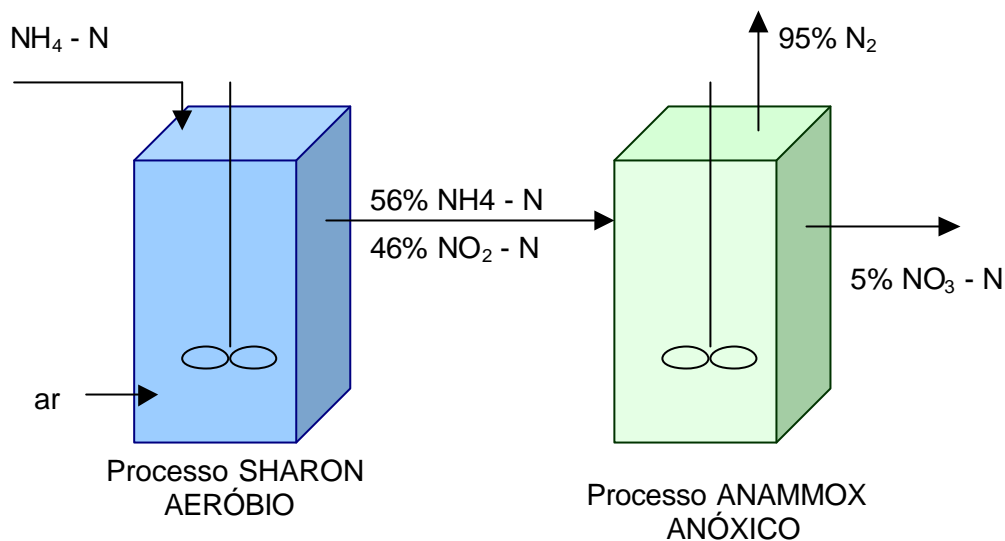


Figura 3.5. Esquema representativo da união do processo SHARON e ANAMMOX (VAN DONGEN *et al.*, 2001).

A Tabela 3.7 apresenta dados do ensaio em escala laboratorial, empregando efluente de biodigestor, com uma concentração de $584 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$, realizado por van Dongen *et al.*, (2001).

Tabela 3.7. Dados do processo SHARON e ANAMMOX combinados (VAN DONGEN *et al.*, 2001).

Substância	Efluente do SHARON	Efluente do ANAMMOX
	($\text{mgN} \cdot \text{L}^{-1}$)	($\text{mgN} \cdot \text{L}^{-1}$)
NH_4^+	267 (46%)	29 (5%)
NO_2^-	227 (39%)	1,4
NO_3^-	64 (11%)	83 (14%)
$\text{N}_2\text{O}^{(a)}$	4	<1
$\text{N}_2^{(a)}$	<1	476 (82%)

(a) concentrações relativas às vazões de alimentação.

Através dos dados apresentados é possível observar a geração de 40 % de N na forma de nitrito, a partir do amônio alimentado, e também uma produção de 11 % de nitrato, o que pode ser atribuído à presença de bactérias oxidadoras de nitrito no biofilme formado nas paredes do reator SHARON, o que provavelmente ocorra em menor extensão em escala industrial.

Fux *et al.* (2002) apresentaram dados em sua publicação de uma planta piloto operando com dois reatores de 2 m³ cada. O primeiro reator realizava o processo SHARON, com o objetivo de gerar nitrito, sendo operado de forma contínua sem reciclo de células, obtendo desta maneira uma conversão de 58 % do amônio do líquido afluente, utilizando um valor máximo de D de 0,85 d⁻¹, o que resultou em uma velocidade de produção de nitrito de 0,35 gN-NO₂⁻ .(L.d)⁻¹. O segundo reator (ANAMMOX) foi operado em sistema SBR, obtendo uma velocidade de eliminação de nitrogênio de 2,4 gN.(L.d)⁻¹. Este reator era mantido aberto e o contato do líquido com o ar atmosférico era limitado por bolas de polipropileno de 25 mm de diâmetro colocadas na superfície.

De acordo com o apresentado anteriormente a eficiência global da remoção de nitrogênio fica limitada pelo primeiro reator, que utiliza o processo SHARON, devido a baixa concentração celular que ocorre em processo contínuo sem reciclo de células.

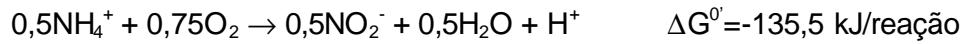
A combinação SHARON-ANAMMOX é um processo de tratamento de águas residuárias mais sustentável quando comparado ao convencional processo de remoção de nitrogênio, necessitando de 40 % a menos de oxigênio (economia de energia), não requerendo fonte externa de carbono além da produção de uma quantidade desprezível de biomassa.

3.5.4. Processo OLAND

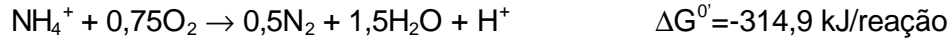
Através do processo OLAND (“Oxygen Limited Autotrophic Nitrification Denitrification”) é demonstrado a flexibilidade da ação das bactérias nitrificantes do gênero *Nitrosomonas*.

Kuai & Verstraete (1998) demonstraram que quando o oxigênio é fornecido de forma estequiométrica, ocorre a eliminação direta de nitrogênio, a partir do amônio, ou seja, a nitrificação ocorre apenas até nitrito e, devido à escassez de aceptores de elétrons, o nitrito formado é consumido para oxidar o restante do amônio. Desta forma, a limitação de oxigênio significa a transferência de forma a causar uma drástica redução na velocidade específica de respiração das células.

A estequiometria do processo é descrita a seguir:



Reação global:



Jetten *et al.* (1999), relataram que culturas puras de *Nitrosomonas eutropha* utilizando hidrogênio molecular como doador de elétrons para a redução do nitrito, promoveram a geração de N_2 e N_2O como produtos finais.

Shrestha *et al.* (2001), investigaram as condições mais favoráveis para a conversão do amônio em nitrogênio gasoso pela bactéria *Nitrosomonas europaea*, e também sugeriram um caminho metabólico para a determinada conversão, conforme demonstrado na Figura 3.6.

De acordo com a rota metabólica proposta, inicialmente ocorre a oxidação da amônia a hidroxilamina, sendo esta reação dependente de oxigênio. Subseqüentemente, ocorre a oxidação da hidroxilamina a nitrito, a qual é catalisada pela enzima hidroxilamina oxireductase. O autor reporta o fato do *Nitrosomonas* adaptar-se à limitação de oxigênio, ocorrendo desta maneira baixos níveis de nitrificação e conseqüentemente pouco nitrito formado, sendo este reduzido a compostos gasosos nitrogenados, dos quais o N_2 é o principal produto (SHRESTHA *et al.*, 2001).

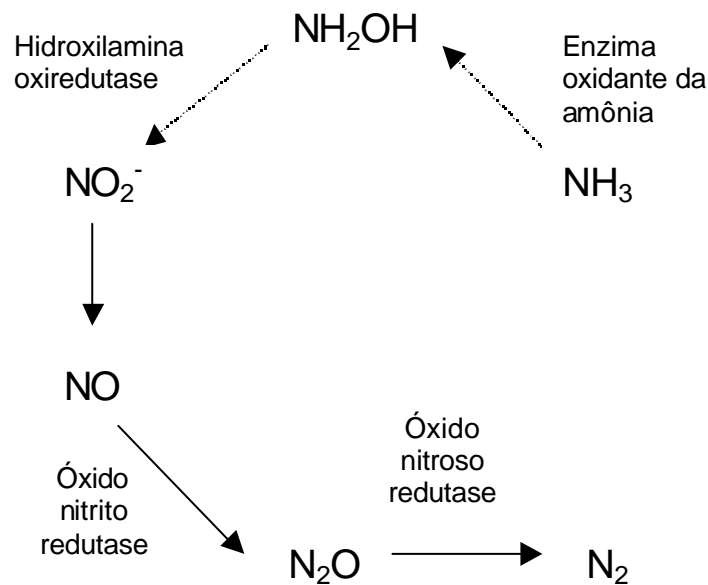


Figura 3.6. Possível rota metabólica para a conversão da amônia a nitrogênio gasoso, pelo *Nitrosomonas europaea* (SHRESTHA *et al.*, 2001).

A Tabela 3.8 apresenta dados referentes aos efeitos na produção de N_2O e N_2 , quando foi adicionada diferentes concentrações de nitrito em 50 mL de uma solução contendo 50 mM de amônia livre. O experimento ocorreu durante 9 dias em condições anóxicas a pH 7,5.

Tabela 3.8. Efeitos da adição de concentrações definidas de nitrito, na produção de N_2O e N_2 , durante a desnitrificação por *Nitrosomonas europaea* (SHRESTHA *et al.*, 2001).

N-NO₂⁻ (mgN-NO₂.L⁻¹)	Conversão de N-N₂O (%)	Conversão de N₂ (%)
28	15	78,6
70	28,9	19,7
140	19,7	10,7
180	4,6	5,6

Através dos dados apresentados fica claro o efeito inibitório do nitrito no *N. europaea*. Em relação ao efeito causado pela variação do pH, os autores mostram a necessidade de se manter o pH entre 7 e 8, pois em valores inferiores têm-se o nitrogênio praticamente todo na forma de amônio, não havendo desta maneira a disponibilidade da forma mais assimilável, ou seja, a amônia. Da mesma forma, conforme discutido anteriormente para valores de pH elevados ocorre à predominância da amônia livre, a qual é inibidora.

Kuai & Verstraet (1998) pesquisaram, em escala laboratorial, o potencial de implantação do sistema OLAND utilizando um inóculo coletado em uma planta de lodos ativados. Para o trabalho foi utilizado um reator do tipo SBR de 4 litros, operando com reciclo total de células por sedimentação (1 hora sem agitação antes da retirada diária de líquido), com alimentação diária em dois períodos de 0,5 L e 1 L de meio, aplicando uma carga de 125 e 250 mgN.(L.d)⁻¹, respectivamente.

A limitação de oxigênio durante o experimento foi mantida através do pH, ou seja, quando o reator estava num pH acima de 7,2, o sistema de agitação era acionado e rotações de 300 a 500 rpm eram produzidas, quando o pH caía abaixo de 7, o sistema de agitação era interrompido, de forma a permitir o consumo do N_2O e NO_3 gerados, até que o pH subisse novamente iniciando assim um novo ciclo.

A Tabela 3.9 apresenta o desempenho do reator em processo OLAND, operando segundo a descrição acima.

Tabela 3.9. Dados de operação do processo OLAND, nos períodos A e B em reator SBR (KUI & VERSTRAETE, 1998).

Parâmetros	Afluente	Efluente	
		Período A	Período B
N-NH ₄ ⁺ (mg.L ⁻¹)	1000	380 ± 133	738 ± 65
N-NO ₂ ⁻ (mg.L ⁻¹)	0	133 ± 9	83 ± 54
N-NO ₃ ⁻ (mg.L ⁻¹)	0	87 ± 30	28 ± 32
Total N (mg.L ⁻¹)	1000	600 ± 105	848 ± 47
Remoção N (%)	-	40	15

Os dados apresentados na Tabela 3.9 mostram um processo não muito favorável. No entanto, cabe salientar que o tempo de experimento foi relativamente curto (Período A de 34 dias e Período B de 29 dias), com valores das grandezas medidas muito oscilantes. A estratégia de limitação de oxigênio aplicada não parece ter inibido a ação do *Nitrobacter*, uma vez que o nitrato foi detectado durante o experimento. Outro fator que pode ter contribuído para um fraco desempenho, prejudicando a eliminação de nitrogênio na forma de gás, foi a alta concentração de nitrito presente.

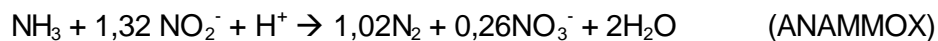
Em comparação ao processo convencional de nitrificação e desnitrificação, o processo OLAND fornece uma economia de 62,5% de oxigênio e 100% de agente redutor (fonte de carbono orgânico), além de promover a oxidação direta do amônio a nitrogênio gasoso em uma única fase (VERSTRAETE & PHILIPS, 1998).

Entretanto, o controle de concentrações muito baixas de oxigênio dissolvido, com o propósito de limitar a velocidade de respiração celular, é bastante difícil, especialmente em termos de operação em larga escala, o que gera uma dificuldade na implantação do processo.

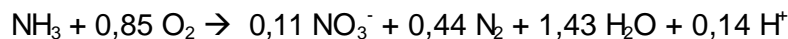
3.5.5. Processo CANON

O processo CANON ("Completely Autotrophic Nitrogen-removal Over Nitrite"), como os outros processos citados anteriormente que estudam a possibilidade de eliminação de nitrogênio em um único reator, utiliza células autotróficas, objetivando uma redução nos custos de operação do processo. O processo vem sendo desenvolvido praticamente pelo mesmo grupo que apresentou a idéia do processo ANAMMOX.

Segundo Sliekers *et al.* (2002); Jetten *et al.* (2002), o amônio é parcialmente convertido a nitrito por bactérias amônio oxidantes sob condições limitadas de aeração. A seguir as bactérias capazes de oxidar anaerobiamente o amônio ("ANAMMOX"), convertem o nitrito produzido com parte do amônio remanescente em nitrogênio gasoso, sendo uma pequena fração de nitrato formado durante as reações. As reações nas quais baseia-se a idéia do processo CANON são apresentadas a seguir:



Reação Global



Sendo as bactérias ANAMMOX reversivelmente inibidas pela oxigênio (acima de 0,5% da saturação com ar), as bactérias oxidantes de amônia em aerobiose ou limitação de oxigênio, precisam retirar boa parte do oxigênio transferido, a fim de permitir a ação do próximo grupo de bactérias, que geram o nitrogênio gasoso. Para que isto ocorra, o fluxo de entrada de amônio no reator deve ser mantido acima do fluxo de entrada de oxigênio. Neste processo as bactérias ditas aeróbias estariam em simbiose com as anaeróbias, de forma a ter-se um consórcio mais efetivo para eliminação de nitrogênio (SLIEKERS *et al.*, 2002; JETTEN *et al.*, 2002).

Sliekers *et al.* (2002), demonstraram a aplicação do processo CANON, utilizando um reator SBR, de 2 L, o qual foi inoculado com uma biomassa originária de um reator ANAMMOX (SBR), que continha 80 % da biomassa em bactérias ANAMMOX. O reator foi operado a 30 °C, pH 7,8, agitado a 100 rpm e aplicada uma vazão de ar de 0,04vvm. A etapa anaeróbia foi mantida utilizando gás Hélio e a alimentação (na forma descontínua alimentada em ciclos de 11,5 horas, com uma alimentação correspondendo a 1 dia de TRH, com reciclo de células por sedimentação) foi realizada com meio sintético contendo NH_4^+ e NO_2^- em uma carga total de $457 \text{ mgN} \cdot (\text{L} \cdot \text{d})^{-1}$.

Nas duas primeiras semanas de operação foram realizados testes de atividade de oxidação de amônio em aerobiose, o qual não detectou nenhuma atividade presente. O teste FISH (Fluorescence In Situ Hybridization) realizado apresentou uma grande quantidade de células que realizam o processo ANAMMOX, mas não detectou a presença de células amônio oxidantes nem células nitrito oxidantes em aerobiose. Após duas semanas de operação o reator foi considerado em estado estacionário, sendo alguns dados apresentados na Tabela 3.10.

Após 5 semanas de operação o gás Hélio foi substituído pelo ar atmosférico e a carga de nitrogênio foi reduzida para $131 \text{ mgN} \cdot (\text{L} \cdot \text{d})^{-1}$, sendo o nitrogênio introduzido apenas na forma de amônio. Os autores consideraram que na 7ª semana o reator entrou novamente em estado estacionário, devido as medidas da velocidade de conversão de amônio serem constantes a partir deste ponto. Os dados relativos a este período também são apresentados na Tabela 3.10.

Tabela 3.10. Dados do estado estacionário durante a condição anóxica e a condição com limitação de oxigênio (SLIEKERS *et al.*, 2002).

Parâmetros	Condição Anóxica (ANAMMOX)	Limitação de Oxigênio (CANON)
Período de operação (dias)	14 a 36	50 a 70
Consumo de NH_4^+ ($\text{gN-NH}_4^+ \cdot (\text{L} \cdot \text{d})^{-1}$)	0,16	0,075
Produção de NO_3^- ($\text{gN-NO}_3^- \cdot (\text{L} \cdot \text{d})^{-1}$)	0,045	0,011
Massa seca de células (g)	1,5	1,5
Nitrogênio removido ($\text{gN} \cdot (\text{L} \cdot \text{d})^{-1}$)	0,315	0,064
Ativ. Oxidativa aeróbia ($\text{gN-NH}_4^+ \cdot (\text{gcel} \cdot \text{d})^{-1}$)	0	0,655
Ativ. Oxidativa aeróbia ($\text{gN-NO}_2^- \cdot (\text{gcel} \cdot \text{d})^{-1}$)	0	0

O teste FISH demonstrou um aumento considerável das bactérias que oxidam o amônio em aerobiose (praticamente de 0 para 45%), enquanto que houve uma drástica redução nas bactérias anaeróbias que oxidam o amônio (de 80 para 40%), em um intervalo de tempo de 2 semanas. Através dos dados apresentados na Tabela 3.10 é possível perceber que não houve alteração na medida da massa seca das células, uma vez que possuem um crescimento extremamente lento, conforme apresentado anteriormente.

Conforme observado o reator obteve um baixo desempenho, embora os autores citem como principal objetivo lançar uma nova alternativa à eliminação de nitrogênio, em um único reator com redução de custos de operação do processo, e não uma apresentação de dados otimizados.

Sliekers *et al.* (2002), comentam que sob condições de limitação de oxigênio as bactérias capazes de realizar o processo ANAMMOX consomem o nitrito, produzido pela oxidantes aeróbias de amônia, enquanto que as oxidantes aeróbias de nitrito não são aparentemente envolvidas. Isto sugere que as bactérias nitrito oxidantes estejam presentes somente quando o oxigênio não é limitado. Na situação de limitação de oxigênio proposta neste trabalho, as bactérias nitrito oxidantes tiveram de competir pelo oxigênio com as bactérias aeróbias oxidantes de amônia e também tiveram de competir pelo nitrito com as oxidantes anaeróbias de amônia. Outra discussão foi em direção a inibição das nitrito oxidantes pela amônia livre, que esteve presente em concentração considerável durante os experimentos realizados.

Sliekers *et al.* (2003), investigaram a aplicação do processo CANON e ANAMMOX em um reator "gás-lift" de 1,8 L de capacidade, inoculado com biomassa proveniente de um reator ANAMMOX (SBR). Foi utilizado inicialmente gás argônio e CO₂ e posteriormente ar atmosférico, sendo alimentado com meio sintético contendo amônio e nitrito. O reator operou com uma carga de nitrogênio de 10,7 gN.(L.d)⁻¹, obtendo uma eficiência de remoção de 83 %, mantendo a concentração de nitrito constante na ordem de 4 mgN.(L.d)⁻¹.

Na segunda etapa do processo o gás inerte foi substituído por ar atmosférico e bactérias nitrificantes foram introduzidas no reator. O sistema apresentou estabilidade em 7 dias e permaneceu desta maneira por 60 dias. A Tabela 3.11 apresenta alguns dados referentes a este período de estabilidade.

Tabela 3.11. Valores de diferentes parâmetros durante o estado estacionário do período com limitação de oxigênio.

Parâmetros	Valores
N-NH ₄ ⁺ na alimentação (mgN.L ⁻¹)	1545 ± 62
N-NH ₄ ⁺ no efluente (mgN.L ⁻¹)	899 ± 61
N-NO ₂ ⁻ no efluente (mgN.L ⁻¹)	6 ± 2
N-NO ₃ ⁻ no efluente (mgN.L ⁻¹)	45 ± 7
Concentração de oxigênio (mg.L ⁻¹)	0,5 ± 0,07
TRH (h)	10

A eficiência de conversão foi de 42 % e a de remoção de 40 %, mas em relação ao nitrogênio convertido de amônio em nitrito, foi da ordem de 92 %, o que demonstra uma elevada eficiência na remoção de nitrogênio convertido.

Sliekers *et al.* (2003), relatam que em comparação ao processo SHARON-ANAMMOX, a realização do processo CANON em reator “gas-lift” foi ligeiramente superior por remover nitrogênio de águas residuárias com altas cargas de amônia. Além disso, o processo CANON, utiliza um reator enquanto o processo SHARON-ANAMMOX necessita de dois reatores.

Desta forma, o processo tem grandes possibilidades de aplicação, é claro que necessitando ainda de ajuste, como um aumento da eficiência de transferência de oxigênio e a presença de uma concentração celular compatível, a fim de promover um aumento na conversão de amônio em nitrito e aumentar a eficiência da eliminação de nitrogênio.

No entanto, a necessidade de um melhor detalhamento sobre a microbiologia envolvida nestes processos fica evidente, tendo em vista as vantagens oferecidas em relação ao processo tradicional.

MATERIAIS E MÉTODOS

Microrganismos e meio de cultura

Para realização dos experimentos coletou-se a cultura na unidade de tratamento de esgotos da Companhia de Saneamento do Estado de Santa Catarina (CASAN), criada em dezembro de 1970, presta serviços em praticamente todo o território catarinense, contando com dez sedes regionais que em conjunto formam o sistema de abastecimento de águas e tratamento de esgotos do Estado de Santa Catarina.

O tratamento utilizado na unidade de Florianópolis consiste no método de lodos ativados, tratamento este, basicamente biológico. A princípio é feito um pré-tratamento para eliminação de sólidos grosseiros e areia. A seguir, é realizado o tratamento secundário para conversão da matéria orgânica em CO_2 e H_2O . A primeira unidade do processo secundário é o seletor biológico, cuja função é misturar o esgoto bruto afluente com o lodo ativado proveniente do processo de aeração prolongada, evitando assim o desenvolvimento de microrganismos indesejáveis ao tratamento e melhorando a capacidade de sedimentação do lodo. A mistura segue para uma câmara de desnitrificação, sendo ambas as unidades operadas sob condições anóxicas.

Após este processo, a mistura segue para os tanques de aeração, nos quais o oxigênio fornecido propicia o desenvolvimento de bactérias aeróbias que irão digerir a matéria orgânica carbonácea e propiciar a nitrificação do nitrogênio orgânico total remanescente no afluente bruto. Então, os flocos formados nos tanques de aeração seguem para um decantador secundário para promover a sedimentação, sendo o lodo utilizado para recirculação ao seletor biológico e o excesso descartado.

A cultura mista utilizada para o trabalho foi coletada do decantador secundário e acondicionada em bombonas de 20L, submetidas a constante aeração e alimentação diária com meio de cultura autotrófico sintético. Aplicou-se uma carga crescente até $90\text{mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$.

O meio de cultura utilizado está apresentado nas Tabelas 4.1 e 4.2 (CAMPOS *et al.*, 1999).

Tabela 4.1. Composição de nutrientes do meio sintético (CAMPOS *et al.*, 1999).

Componentes	Concentração (mg.L ⁻¹)
NH ₄ Cl	850
(NH ₄) ₂ SO ₄	1047
MgSO ₄	53
KH ₂ PO ₄	222
NaCl	889
NaHCO ₃	4444
Solução de Micronutrientes	0,5 mL.L ⁻¹

Tabela 4.2. Composição da solução de micronutrientes (CAMPOS *et al.*, 1999); o pH foi ajustado em 6,0 com KOH.

Componentes	Concentração (mg.L ⁻¹)
EDTA	50000
(NH ₄) ₆ Mo ₇ O ₂₄	1036
MnCl ₂	3220
ZnSO ₄	12354
CaCl ₂	5540
CoCl ₂	880
CuSO ₄	1004
FeSO ₄	2728

Construção e operação dos reatores utilizados

Construção

Os reatores foram construídos utilizando-se tubos de acrílico concêntricos, os quais formavam uma camisa de troca térmica possibilitando assim a circulação de água, oriunda de um banho termostatizado, para o controle de temperatura. Os cilindros tinham uma diferença de 4 cm de diâmetro de modo que o cilindro interno constituía um reator com volume útil de 2,0 L, restando ainda um pequeno volume vazio no topo. A base era constituída de uma chapa de vidro e o topo era aberto. Os reatores eram agitados por um agitador magnético e o pH controlado manualmente, duas vezes ao dia.

Para aeração utilizou-se pedra porosa, sendo as vazões de ar controladas por um rotâmetro, de modo a se ter o oxigênio dissolvido superior a 2 mg.L⁻¹, quando plenamente aerado. A vazão de aeração empregada variou de 1 a 2 vvm. Para alimentação foi adaptado

um frasco de alimentação por onde passava a tubulação a ser conectada na bomba peristáltica Milan, na qual o meio de cultura era introduzido e retirado dos reatores.

No segundo conjunto de experimentos o pH do Reator II foi mantido em 7,5 através de um controlador de pH, sendo que para o Reator I o controle continuou manual.

A Figura 4.1 mostra o esquema prático montado para o estudo da eficiência de lavagem e seleção das células oxidadoras de amônio, bem como a remoção biológica de nitrogênio via nitrito. para os reatores I e II.

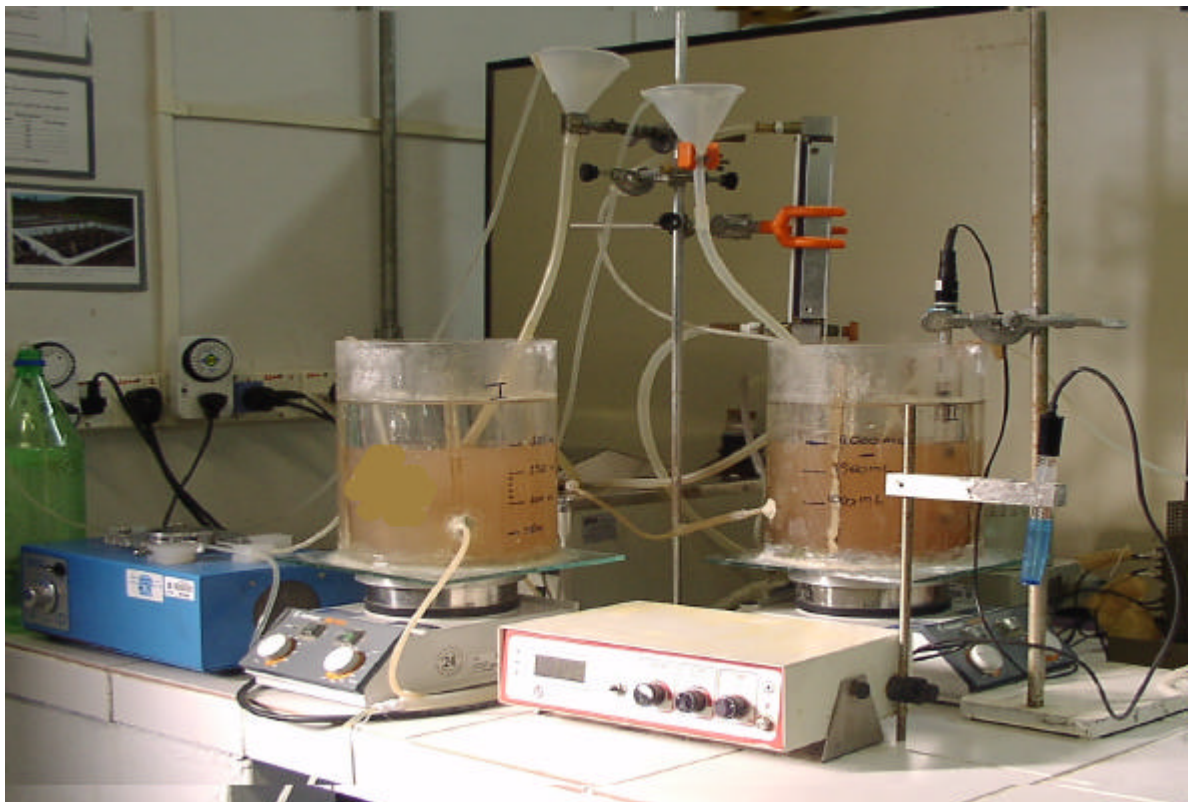


Figura 4.1. Sistema operacional para o estudo da geração de nitrito e remoção biológica de nitrogênio.

Partida e Operação

Em um primeiro conjunto de ensaios, efetuou-se a seleção dos microrganismos desejados por lavagem, ou seja, pela utilização de vazões específicas de alimentação relativamente elevadas. Para isto, partiu-se do inóculo ativo na nitrificação (item 4.1), sendo a estratégia de lavagem baseada na diferença de velocidades de crescimento entre as bactérias nitrificantes. O objetivo era selecionar as bactérias que oxidam amônio a nitrito (BOA), descartando as bactérias que oxidam o nitrito a nitrato (BON).

O processo de lavagem foi realizado em sistema contínuo, mantendo o pH e a temperatura constantes (7,5 e 35°C respectivamente), impondo-se uma vazão específica de alimentação suficientemente elevada, de maneira a efetuar a drenagem das células pôr arraste no fluxo líquido.

Segundo Facciotti (2001), para um biorreator considerado homogêneo operado em sistema contínuo, o balanço material para o microrganismo pode ser escrito como:

$$V \left(\frac{dX}{dt} \right) = FX_0 - FX + r_x * V \quad (4.1)$$

no qual:

F = vazão de alimentação (L.h⁻¹)

X = concentração celular no reator (g.L⁻¹)

X₀ = concentração celular na alimentação (g.L⁻¹)

V = volume do reator (L)

r_x = velocidade de crescimento das células (g.L⁻¹.h⁻¹)

Admitindo:

X₀ = 0 (inexistência de microrganismos na alimentação)

Sendo:

D = F/V = vazão específica de alimentação

μ = velocidade específica de crescimento

$$m = \frac{1}{x} r_x$$

no estado estacionário: dX/dt = 0, portanto:

$$D = \mu$$

A igualdade D = μ apenas será possível caso D < μ_{max}, ou seja, a vazão específica de alimentação deve ser menor que a velocidade específica máxima de crescimento das células, para que ocorra o estado estacionário com dX/dt = 0.

Fazendo D > μ_{max} ocorrerá o arraste das células, pois faz-se com que a vazão específica de alimentação (D), seja maior que a velocidade que elas conseguem crescer

(FACCIOTTI *et al.*, 2001). Neste caso não mais será possível a ocorrência do estado estacionário, sendo a equação de balanço material para o microrganismo:

$$\frac{dX}{dt} = (\mu_{\max} - D)X \quad (4.2)$$

Integrando a equação:

$$X = X_i * e^{(\mu_{\max} - D)*t} \quad (4.3)$$

Onde:

X = concentração celular no reator no instante t (g.L⁻¹).

X_i = concentração celular no início do período de lavagem (g.L⁻¹).

Pela equação 4.3, observa-se que ocorre um decréscimo da concentração celular exponencial em função do tempo, pois o expoente é negativo. Neste caso, fica claro que entre microrganismos com diferentes valores de velocidade específica de crescimento, o que apresentar menor valor de μ_{\max} será arrastado para fora do reator com maior facilidade.

Conforme já mencionado no item 3.5, Figura 3.4, é possível oferecer condições que possam favorecer a diferenciação entre os valores de μ_{\max} para as células que se pretende separar. Segundo Verstraete & Philips (1998), temperaturas relativamente elevadas, contando com valores de μ_{\max} maiores para o *Nitrosomonas*, que para o *Nitrobacter*, podem ser efetivas na separação destes dois microrganismos quando aplicada vazão específica de alimentação maior que a velocidade de crescimento das células.

Com o decorrer dos experimentos foi verificado que o crescimento extremamente lento das bactérias dificultava esta separação e que as sucessivas lavagens não estavam sendo eficientes na obtenção de um reator gerador de nitrito. Com isso, partiu-se para uma nova estratégia de seleção levando em conta a maior sensibilidade à limitação de oxigênio pelas bactérias oxidadoras de nitrito, o que deveria permitir uma melhor seleção das oxidadoras do íon amônio. O sistema passou então a ser limitado em oxigênio, sendo que o período sem aeração foi aumentado gradativamente conforme será apresentado no item resultados.

Para a primeira etapa dos reatores I e II onde foram realizadas as lavagem de células, iniciaram-se os reatores da seguinte maneira:

- Adicionou-se 1 litro de inóculo (descrito no item 4.1, e que estava sendo alimentado com meio autotrófico a 160 dias).
- Completou-se o volume para 2L em 24 horas (vazão = $41,66 \text{ mL}\cdot\text{h}^{-1}$). O meio utilizado para alimentação e processo de lavagem estão descritos no item 4.1, contendo a metade da concentração de nutrientes citada.
- O reator foi alimentado em processo contínuo, sob condições constantes de vazão ($D = 0,006\text{h}^{-1}$), temperatura (35°C) e pH (aproximadamente 7,5) até a estabilidade do sistema o que caracterizaria um estado estacionário.
- Após atingido este estado aumentou-se a vazão específica de alimentação (D) para $0,075 \text{ h}^{-1}$, e procedeu-se a lavagem até um valor de concentração celular suficientemente baixa.

Após o processo de lavagem da primeira etapa ser concluído, os reatores I e II passaram a ser operados como um descontínuo alimentado repetido (SBR – sequencing batch reactor), com reciclo interno de células, tendo em vista o baixo crescimento celular a partir do substrato disponível.

O procedimento do reator em SBR foi feito através de ciclos de alimentação de 24 horas, com sedimentação das células, retirada de 1L de sobrenadante do reator (operação efetuada em cerca de 1 hora) e novamente a alimentação para reposição do volume retirado (operação realizada em mais 23 horas). Em sistema SBR os reatores eram alimentados 15 minutos e parava-se 15 minutos, com o objetivo de alcançar a vazão pretendida durante o ciclo, procedimento este realizado com o auxílio de um temporizador.

Em um segundo conjunto de ensaios, em virtude dos resultados obtidos no primeiro conjunto, decidiu-se eliminar a estratégia de lavagens, iniciando-se a série diretamente com os microrganismos que estavam acondicionados nas “bombonas”, conforme descrito no item 4.1, em sistema SBR. Para esta etapa os microrganismos estavam sendo alimentados com meio autotrófico há 412 dias.

Para as fases dos reatores que necessitaram de limitação de oxigênio utilizou-se um temporizador o qual era ligado ao sistema de fornecimento de ar (bomba de aquário) para possibilitar períodos com e sem aeração.

Desnitrificação na segunda etapa do reator I

Para a etapa de desnitrificação, o reator I continuou operando em sistema SBR. Utilizou-se o acetato de sódio como fonte de matéria orgânica e a quantidade estequiométrica para desnitrificação via nitrito foi obtida a partir da equação 4.4 (HENZE, *et. al.*, 1997). O acetato foi adicionado juntamente com o meio de alimentação apresentado no item 4.1, sendo que a quantidade adicionada foi dividida em 3 etapas distintas, conforme apresentado na Tabela 4.3.

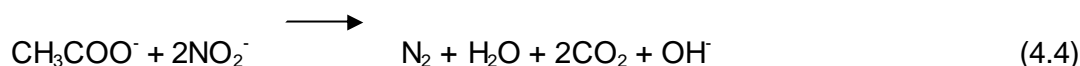


Tabela 4.3. Percentual (em relação a quantidade estequiométrica – Eq. 4.4) adicionado de acetato ao longo do tempo de operação do reator I na segunda fase de operação.

Período (dias)	Quantidade de Acetato (%)
155 – 187	25
188 – 225	50
226 – 281	100

Determinações Analíticas

Determinação da Concentração de Amônio

Foi utilizado o método colorimétrico segundo procedimento do *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, AWWA, WEF, 1995), que propõe o uso do reativo de Nessler. O reagente é preparado dissolvendo-se 100g de iodeto de mercúrio (II) e 70g de iodeto de potássio em 100 mL de água destilada, adicionando a seguir uma solução fria de 160g de NaOH em 700 mL de água destilada, completando o volume final da solução para 1L. Antes de utilizar o reagente, o precipitado formado deve decantar pôr alguns dias. O reagente deve ser padronizado, utilizando uma solução de cloreto de amônio.

A determinação consiste em adicionar 100µL do reagente de Nessler em 5 mL de amostra, após 10 minutos de reação a leitura é feita em espectrofotômetro (Hach DR/2010) a 525nm.

Determinação da concentração de nitrito

A determinação é feita pôr Kit analítico NitraVer 2, da Hach Company (método 8153), que abrange a faixa de concentração de 0 a 150 mgNO₂.L⁻¹. O método está baseado na redução do nitrito para óxido nitroso na presença de sulfato ferroso em meio ácido. O óxido é convertido num cromógeno pela reação do cádmio para permitir a leitura em espectrofotômetro.

Para a análise são necessários 10 mL de amostra e um pacote de reagente, agitação pôr 1 minuto, após 10 minutos de reação a leitura da absorbância é feita em espectrofotômetro a 585nm. A curva de calibração é feita com NaNO₂.

Determinação da concentração de nitrato

A determinação de nitrato baseia-se no método descrito pôr CATALDO *et al.* (1975). A reação ocorre pela adição de 800µL de uma solução a 5% de ácido salicílico em H₂SO₄, a 200 µL de amostra. Após 20 minutos de reação, adiciona-se 19 mL de NaOH 2N e faz-se a leitura em espectrofotômetro a 410 nm. A curva de calibração é feita com KNO₃ na faixa de 0 a 70 mgN-NO₃.L⁻¹.

Determinação de DQO

A análise de DQO foi realizada segundo procedimento do *Standart Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, AWWA, WEF, 1995). O procedimento baseia-se no refluxo fechado por digestão ácida na presença de dicromato de potássio com 2,5 mL de amostra filtrada, realizada em um digestor a 150°C por duas horas. A quantificação é feita por método colorimétrico em função do dicromato consumido pela oxidação da matéria orgânica.

Para o procedimento analítico toma-se 2,5mL de amostra, 3,5mL de solução de ácido sulfúrico (adicona-se 5,5g de AgSO₄ em 1L de H₂SO₄) e 1,5mL de solução digestora (adiciona-se 167 mL de H₂SO₄, 10,21 g de dicromato de potássio e 33,3 g de AgSO₄ a 500 mL de água destilada, diluindo após resfriar para 1L). A amostra permanece por 2h a 150°C, sendo efetuada a leitura em espectrofotômetro (Hach DR/2010) a 600nm após resfriamento.

A concentração de DQO foi determinada a partir de uma curva padrão obtida com solução de biftalato de potássio.

Determinação da concentração celular

A determinação da concentração celular foi realizada através da determinação da concentração de sólidos suspensos totais, por filtração de 20 mL de amostra em papel filtro de filtração lenta. Este papel filtro contendo os sólidos foi submetido a secagem em forno de microondas, ajustado na potência de 180 watts, durante 15 minutos (OLSSON & NIELSEN, 1997). Após esta secagem pesou-se o papel filtro contendo os sólidos secos. Conhecendo-se a massa seca do papel calculou-se a massa de sólidos e, desta forma, a concentração celular.

Cumprir destacar que este procedimento foi comparado com a secagem tradicional em estufa a 105°C, assim como à utilização de membrana Milipore 0,45µ, obtendo-se resultados coerentes. Estes resultados não serão apresentados no presente texto.

Para as amostras em que é determinada a concentração dos sólidos suspensos voláteis, utilizou-se o método descrito no *Standard Methods* (APHA, AWWA, WEF, 1995). Todos os dados apresentados no presente texto em relação a concentração celular são expressos em sólidos suspensos totais (SST). Para o caso de interesse em expressá-los em sólidos suspensos voláteis (SSV), foi determinada a relação entre SST e SSV, chegando-se a um valor médio, em que 80% dos SST são SSV.

Cálculos Efetuados

Para o controle dos reatores foram realizadas as análises mencionadas nos itens anteriores, pelas quais verificaram-se as condições de entrada (meio de alimentação sintético) e saída dos reatores (NH_4^+ , NO_2^- , NO_3^- , pH e DQO).

Através dos dados de entrada e saída das formas nitrogenadas do reator, foi possível calcular a eficiência de remoção e conversão para os reatores, através das equações 4.5 e 4.6.

$$\text{Remoção} = \frac{[N - \text{NH}_4]_0 - [N_{\text{Total}}]}{[N - \text{NH}_4]_0} * 100 \quad (4.5)$$

$$\text{Conversão} = \frac{[N - \text{NH}_4]_0 - [N - \text{NH}_4]}{[N - \text{NH}_4]_0} * 100 \quad (4.6)$$

onde:

$[N-NH_4]_0$ = concentração de $N-NH_4$ no afluente ou na alimentação ($mgN-NH_4 \cdot L^{-1}$).

$[N-NH_4]$ = concentração de $N-NH_4$ no reator ($mgN-NH_4 \cdot L^{-1}$).

$[N_{Total}]$ = concentração de nitrogênio na forma de amônio, nitrito e nitrato no reator ($mgN \cdot L^{-1}$).

Determinação da velocidade específica de respiração das células (Q_{O_2}) através da técnica de respirometria.

Os ensaios para determinação da atividade nitrificante do lodo foram realizados através de respirometria, que é uma técnica relativamente simples, na qual se determina a cinética de consumo de oxigênio relacionada ao consumo de um determinado substrato.

Em muitos laboratórios a técnica de respirometria é aplicada de acordo com a disponibilidade operacional, ocasionando procedimentos próprios para a execução da técnica. No laboratório de Tratamento de Efluentes (LTE) da UFSC, buscou-se esta adaptação e chegou-se a utilização de um erlenmeyer de 1000mL, como biorreator para a execução da respirometria.

Como o volume útil dos reatores utilizados no presente trabalho era de 2 litros e a concentração celular relativamente baixa, para realizar a técnica desenvolvida no laboratório era preciso lançar mão de metade do volume do reator, o que poderia causar algum dano às células que estavam sendo selecionadas. Optou-se, então, por realizar testes de respirometria dentro dos próprios reatores, sem que houvesse a necessidade de remoção das mesmas.

Determinação de Q_{O_2} sem limitação da concentração de oxigênio

Os testes sem limitação de oxigênio eram realizados obedecendo a condição imposta ao reator no momento da determinação. Quando o procedimento experimental previa a interrupção da aeração, aproveitava-se para determinar a velocidade de respiração. Caso o reator estivesse sendo aerado de uma forma ininterrupta, em um dado instante desligava-se a aeração para realizar a medida da concentração de oxigênio dissolvido e assim, determinar Q_{O_2} .

Sabe-se que através da respirometria calcula-se a velocidade de consumo de oxigênio ($Q_{O_2}X$, onde Q_{O_2} é a velocidade específica de respiração celular e X é a concentração celular), que é obtida quando se plota a variação da concentração de oxigênio dissolvido ($mgO_2 \cdot L^{-1}$) em função do tempo, a partir do instante em que se elimina a aeração.

Sendo o valor da concentração celular determinado no início do experimento, foi determinado o valor de Q_{O_2} ($\text{mgO}_2 \cdot \text{gcel}^{-1} \cdot \text{min}^{-1}$), que define a velocidade específica de consumo de substrato.

A seguir são apresentadas as equações utilizadas para a determinação cinética, justificando a utilização da respirometria como ferramenta para esta finalidade.

De acordo com SHMIDELL (2001), em um biorreator descontínuo aerado e agitado, o balanço de massa para o oxigênio pode ser descrito:

$$\left(\frac{dC}{dt} \right) = K_L a (C_s - C) - Q_{O_2} X \quad (4.7)$$

onde:

C = concentração de oxigênio dissolvido no instante t ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)

C_s = concentração de oxigênio dissolvido na saturação ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)

$K_L a$ = coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (min^{-1})

$Q_{O_2} X$ = velocidade de consumo de oxigênio ($\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{min}^{-1}$)

Q_{O_2} = velocidade específica de respiração ($\text{mgO}_2 \cdot \text{gcel}^{-1} \cdot \text{min}^{-1}$)

X = concentração celular ($\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$)

t = tempo (min)

Considerando que ao interromper a aeração a transferência de oxigênio para o líquido seja praticamente nula ($K_L a = 0$), desta forma:

$$-Q_{O_2} X = \left(\frac{dC}{dt} \right) \quad (4.8)$$

A integração da equação 4.8, fornece a equação da reta, na qual os valores de C , determinados no experimento, através do eletrodo galvânico (OXI 340/SET – WTW Germany), m função do tempo permitem o cálculo de $Q_{O_2} X$ (coeficiente angular da reta), conforme a equação:

$$C = C_0 - Q_{O_2} X * t \quad (4.9)$$

onde: C_0 = concentração de oxigênio dissolvido no instante t_0 (normalmente $t_0 = 0$).

Determinação de K_La

A existência de alguma transferência de oxigênio, quando se está em período sem aeração, ou seja, a existência de transferência através da superfície do meio líquido, foi também quantificada, quantificando-se o coeficiente volumétrico (K_La).

Para determinação deste K_La foi empregado o método dinâmico (SCHMIDELL, 2001), o qual consistiu no emprego de um eletrodo específico para a medida da concentração de O_2 em meio líquido.

Inicialmente borbulhou-se argônio no líquido, a fim de eliminar todo o O_2 dissolvido, até a sonda indicar o valor zero ou próximo a este. A seguir, iniciou-se a medida do aumento da concentração de oxigênio dissolvido, nas condições em que se pretendia obter o valor de K_La (agitação de 400 rpm e temperatura de 35°C), passando-se então a registrar o valor da concentração indicado pela sonda. Este valor sai do mínimo, aumentando até atingir a saturação. A sonda deve ser previamente calibrada no líquido saturado em O_2 .

Deve-se também fluir ar na superfície do líquido, a fim de eliminar o argônio remanescente.

De acordo com a equação 4.7, que descreve o balanço de massa para o oxigênio, e não contando com a presença de microrganismos na determinação de K_La , tem-se a parcela $QO_2X = 0$ e portanto:

$$\frac{dC}{dt} = K_La * (C_s - C) \quad (4.10)$$

Integrando-se a equação 4.8, têm-se:

$$\ln \frac{(C_s - C)}{C_s - C_0} = -K_{La} (t - t_0) \quad (4.11)$$

Observa-se pela equação 4.11 que ao se plotar $\ln(C_s - C)/(C_s - C_0)$ em função do tempo ($t - t_0$), deve-se obter uma reta cujo coeficiente angular fornece o valor de K_La .

A determinação de K_La descrita acima foi realizada nos reatores utilizados nos experimentos antes da inoculação dos mesmos. A determinação foi feita para os volumes de 1000, 1500 e 2000mL, utilizando o meio sintético de alimentação com concentração de 500 mgN-NH₄.L⁻¹ (dados utilizados para o cálculo de QO_2 no reator I) e 1000 mgN-NH₄.L⁻¹ (dados utilizados para o cálculo de QO_2 no reator II), possibilitando, assim, o ajuste de um polinômio que descreve a variação do K_La em função do volume de reator (Figura 4.2 e

Figura 4.3). Desta maneira tem-se os valores de K_La para qualquer instante de operação dos reatores. Os dados referentes aos valores de K_La encontrados para os respectivos volumes encontram-se no Anexo A.

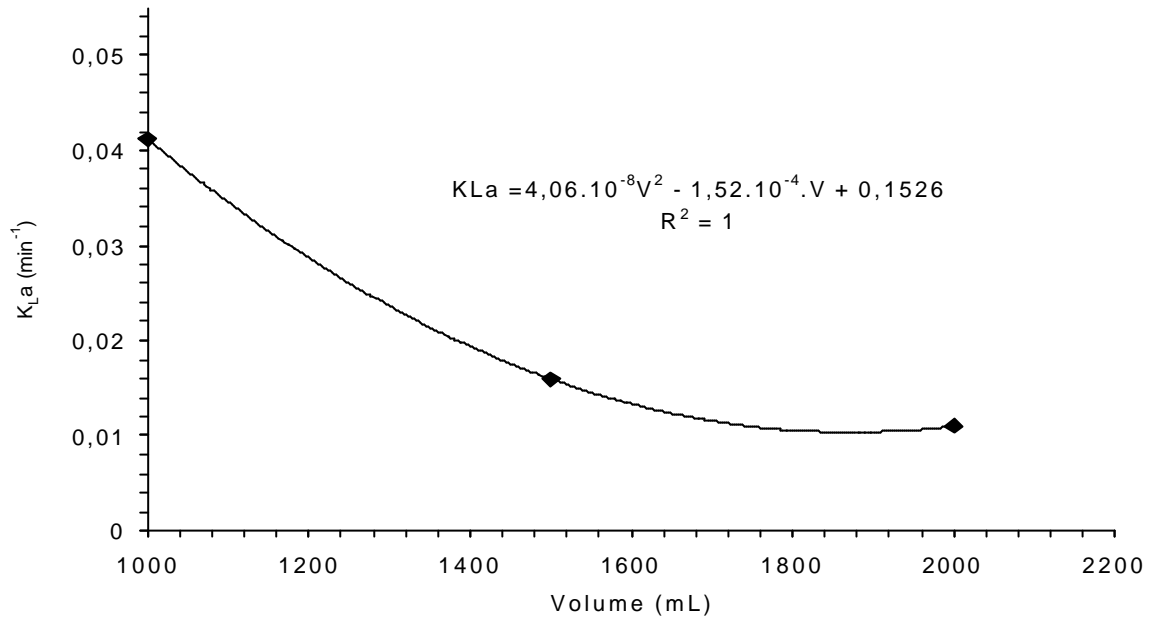


Figura 4.2. Determinação experimental de K_La utilizando o meio sintético de alimentação com concentração de $500 \text{ mgN-NH}_4 \cdot \text{L}^{-1}$

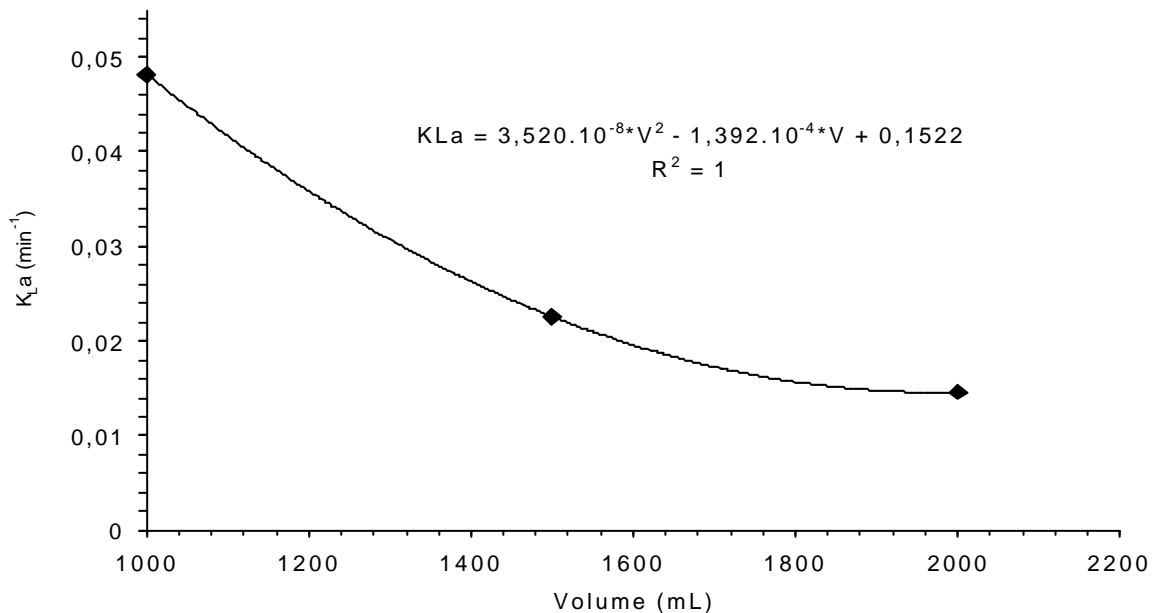


Figura 4.3. Determinação experimental de K_La , utilizando o meio sintético de alimentação com concentração de $1000 \text{ mgN-NH}_4 \cdot \text{L}^{-1}$.

Determinação de QO_2 em limitação da concentração de oxigênio

Além dos valores de QO_2 obtidos na região em que a concentração de oxigênio dissolvido a princípio não é limitante, foi igualmente possível obter valores de QO_2 ao longo dos períodos sem aeração, nas quais a concentração de oxigênio dissolvido acaba indo a valores muito baixos e constantes ao longo do tempo ($dC/dt = 0$).

Para este cálculo aplicou-se a equação 4.12 sendo conhecido o valor de K_a (item 4.4.2) para cada instante do reator e a parcela $(C_s - C)$:

$$QO_2 X = K_{La} (C_s - C) \quad (4.12)$$

Construção da curva QO_2 contra C , para determinação dos parâmetros cinéticos dos microrganismos

Na verdade, a grandeza QO_2 , determina a característica biológica do sistema em estudo, pois ela depende do microrganismo empregado, assim como da composição do meio e das condições do processo, como temperatura e pH (SCHMIDELL, 2001).

O valor de QO_2 , para um dado microrganismo, é função da concentração de oxigênio dissolvido no meio líquido (C). Sendo a determinação dos parâmetros de atividade baseada no modelo cinético proposto por Monod, ou seja:

$$QO_2 = QO_{2max} * \frac{C}{K_0 + C} \quad (4.13)$$

onde: QO_{2max} = máximo valor de QO_2 ($mgO_2 \cdot (gSST \cdot min)^{-1}$)

K_0 = constante de saturação para o O_2 ($mgO_2 \cdot L^{-1}$)

Conforme relatado no item 4.4.1, buscava-se determinar a velocidade de respiração das células interrompendo a aeração, ou aproveitando esta interrupção quando do início de um período sem aeração. Na obtenção destes dados, além de contarmos com dados, em geral, sem limitação de oxigênio, prosseguia-se a leitura do eletrodo até atingir valores próximos a zero.

Assim, a partir dos valores da concentração de oxigênio dissolvido obtidos ao longo do tempo foi possível traçar a curva de QO_2 ($mgO_2.L^{-1}.min^{-1}$) contra C ($mgO_2.L^{-1}$). Para o cálculo de QO_2 que variava com a concentração de oxigênio utilizou-se a equação 4.7 que faz a análise conjunta da transferência e consumo de oxigênio, sendo os valores de (dC/dt) calculados a partir dos dados experimentais da variação da concentração de oxigênio dissolvido com o tempo, utilizando uma planilha em Microsoft Excel que contém as equações do método geométrico de cálculo de derivadas proposto por LE DUY; ZAJIC, apud HISS (2001).

Tendo-se o valor de K_La (item 4.4.2), a parcela $(C_s - C)$ e o valor da concentração celular, substitui-se estes dados na equação 4.7 e determinou-se o valor de QO_2 referente a concentração de oxigênio dissolvido no instante t . Com isto plotou-se QO_2 contra C , obtendo-se assim uma curva do tipo Monod, na qual foi possível estimar os parâmetros cinéticos de atividade, através da utilização do software estatística.

A equação de Monod, por sua simplicidade, é hoje a mais empregada para a descrição do comportamento de um dado microrganismo em um certo meio, sendo o primeiro modelo cinético que se imagina para a análise de dados experimentais. Sendo a equação básica, a partir da qual se procura propor equações alternativas, analogamente com o que ocorre com a equação de Michaelis e Menten na cinética enzimática (HISS, 2001).

Análise FISH

As amostras retiradas dos reatores ao longo das etapas estudadas foram fixadas através do método de *Fluorescent In Situ Hybridisation* (FISH), acondicionadas a $-20^\circ C$ e enviadas para a Escola de Química Cátedra de Microbiologia da Universidade da República do Uruguai, a fim de identificar e quantificar as bactérias presentes.

Procedimento para fixação:

1. Preparo dos reagentes:

- Tampão PBS 3X (390mM NaCl, tampão fosfato 30mM à pH 7,2-7,4): para o preparo do tampão fosfato de sódio 0,5M pH 7,2-7,4 foram misturados 280 mL de Na_2HPO_4 0,5M com 720 mL de Na_2HPO_4 0,5M. O tampão PBS 3X foi preparado misturando-se 23,4 mL de NaCl 5M, 18,0 mL de tampão fosfato de sódio 0,5M e 258,6 mL de água destilada.
- Tampão PBS 1X: prepara-se diluindo-se uma parte de PBS 3X para duas de água.

- Solução 4% de PFA – PBS: 4g de paraformaldeído (PFA) foram adicionados em 66 mL de água destilada a 60°C e gotas de NaOH 10N a fim de promover a dissolução do PFA. Após esfriar acrescentou-se 33 mL de PBS 3X e o pH foi ajustado a 7,2-7,4 com gotas de HCl concentrado. A solução pronta pode ser armazenada a 4°C por até duas semanas.

2. Procedimento analítico:

Para a fixação foram utilizados 300µL de suspensão de lodo, o qual foi colocado em um tubo eppendorf e centrifugado a 5000rpm por 10 minutos. Após descartado o sobrenadante, o *pellet* foi lavado com PBS 1X agitando vigorosamente e novamente centrifugado. O sobrenadante foi novamente descartado e o precipitado resuspendido em 300µL de PBS 1X. Após foram agregados 900µL de solução 4% PFA – PBS e incubado de 3 a 4h a 4°C.

Ao final do período de incubação a amostra foi centrifugada a 5000 rpm por 10 minutos, o sobrenadante foi descartado e o *pellet* foi lavado com PBS 1X. Novamente foi centrifugado a 5000 rpm por 10 minutos e resuspendido em 300µL de PBS 1X. Então, são agregados 300µL de etanol absoluto, e a amostra assim pode ser armazenada pôr vários meses a -20°C.

Resumo dos ensaios realizados

Para um melhor entendimento dos procedimentos aplicados ao longo do trabalho as Tabelas 4.4 e 4.5 apresentam um resumo dos ensaios realizados para o Reator I e Reator II, respectivamente.

Tabela 4.4. Ensaios realizados ao longo do tempo de operação para o reator I.

Etapas	Condição	Fases	Operação do reator	Objetivos
1ª Etapa	Lavagens	1ª lavagem	operando em sistema contínuo ($D = 0,075h^{-1}$)	seleção e enriquecimento do reator em BOA
		2ª lavagem	operando em sistema contínuo ($D = 0,064h^{-1}$)	seleção e enriquecimento do reator em BOA
		3ª lavagem	operando em sistema contínuo ($D = 0,076h^{-1}$)	seleção e enriquecimento do reator em BOA
	Limitação em Oxigênio	Fase A	sistema SBR, com aeração contínua	enriquecimento do reator em bactérias nitrificantes
		Fase B	sistema SBR, aerando 15 min e sem aeração 15 min	seleção de BOA e inibição de BON
		Fase C	sistema SBR, aerando 30 min e sem aeração 30 min	seleção de BOA e inibição de BON
		Fase D	sistema SBR, aerando 15 min e sem aeração 45 min	seleção de BOA e inibição de BON
2ª Etapa	Limitação em Oxigênio	Fase A	sistema SBR, com aeração contínua	enriquecimento do reator em bactérias nitrificantes
		Fase B	sistema SBR, aerando 30 min e sem aeração 30 min	seleção de BOA e inibição de BON
		Fase C	sistema SBR, aerando 15 min e sem aeração 45 min	seleção de BOA e inibição de BON
		Fase D	sistema SBR, aerando 15 min e sem aeração por 1h	seleção de BOA e inibição de BON
	Adição de Acetato*	Fase E	25% da quantidade estequiométrica de acetato	promover a desnitrificação
		Fase F	50% da quantidade estequiométrica de acetato	promover a desnitrificação
		Fase G	adição da quantidade estequiométrica de acetato	promover a desnitrificação

* reator operando em sistema SBR, aerando 15 minutos e sem aeração durante 1 hora.

Tabela 4.5. Ensaios realizados ao longo do tempo de operação para o reator II.

Etapas	Condição	Fases	Operação do reator	Objetivos
1ª Etapa	Lavagem	1ª lavagem	operando em sistema contínuo ($D = 0,075h^{-1}$)	seleção e enriquecimento do reator em BOA
	Limitação em Oxigênio	Ponto 1	54 horas sem aeração	acúmulo de nitrio
		Ponto 2	aumento de 50% da concentração dos nutrientes no meio de alimentação	aumento da concentração celular
		Ponto 3	50 horas sem aeração	acúmulo de nitrito
2ª Etapa	Carga Nitrogenada*	Fase A	alimentação de aprox. $500mgN-NH_4.L^{-1}$	estabilidade do reator
		Fase B	alimentação de aprox. $750mgN-NH_4.L^{-1}$	enriquecimento em bactérias nitrificantes
		Fase C	alimentação de aprox. $1000mgN-NH_4.L^{-1}$	enriquecimento em bactérias nitrificantes
	Limitação em Oxigênio	Fase D	aerando 15 min e 1 hora sem aerar	geração de nitrito
		Fase E	volta da aeração	verificar a estabilidade na geração de nitrito
		Fase F	15 min aerando e 45 min sem aerar	geração de nitrito
		Fase G	30 min aerando e 30 min sem aerar	diminuir $N-NH_4$ na saída do reator

* aeração plena, durante as fases A, B e C.

RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados a serem apresentados no presente capítulo referem-se as duas etapas distintas envolvidas no trabalho. A primeira etapa mostra os resultados das lavagens feitas nos reatores, bem como os períodos de crescimento celular que se sucederam. Também são descritos os resultados referentes a atividade nitrificante, medidos através da técnica de respirometria.

Na segunda etapa do trabalho são utilizados os mesmos reatores, sendo que não são efetuadas lavagens para seleção das bactérias oxidadoras de amônia e sim trabalha-se com limitação de oxigênio, visando a obtenção de reatores geradores de nitrito para futura eliminação de nitrogênio. Nesta etapa também houve caracterização do efluente bem como as medidas da atividade nitrificante ao longo do tempo de operação dos reatores.

Dados experimentais obtidos na primeira etapa para o Reator I

Primeira Fase

A partida no reator foi dada conforme citado no item 4.2.2, inoculando-se 1 L de suspensão de células (item 4.1) e completando-se o volume para 2 L durante 24 horas.

Primeiramente o reator foi operado em processo contínuo até a obtenção de um estado estacionário, o que ocorreu em 7 dias. A vazão específica de alimentação aplicada foi de $0,006 \text{ h}^{-1}$.

A Figura 5.1 mostra a variação da concentração celular do reator em função do tempo, referindo-se ao primeiro processo de lavagem sofrido (dados apresentados no Anexo B.1). A vazão específica de alimentação foi de $0,075 \text{ h}^{-1}$ e a lavagem foi feita em 12 horas, chegando-se a uma concentração celular de $0,2 \text{ gSST.L}^{-1}$, o que confirma uma efetiva lavagem.

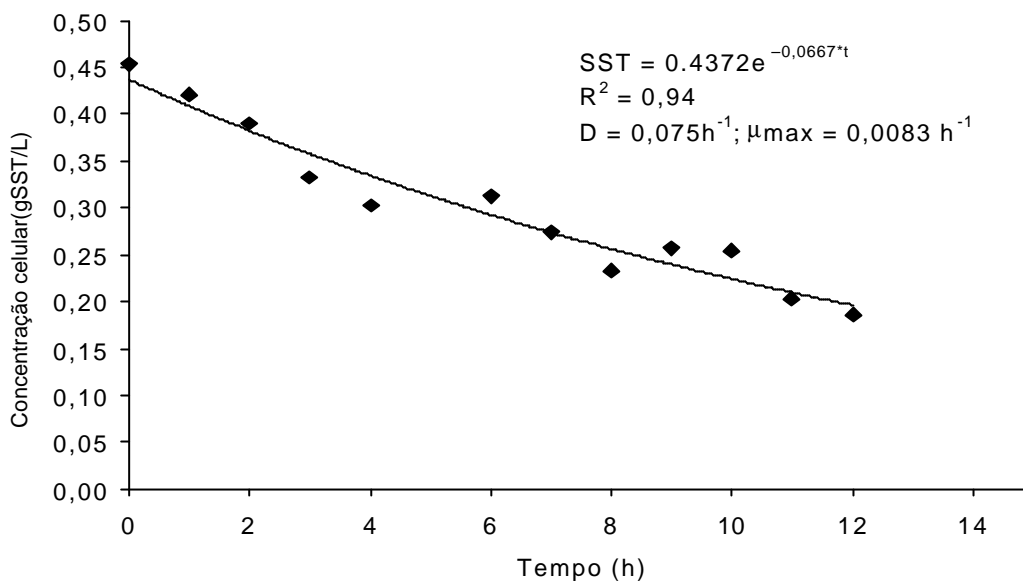


Figura 5.1: Variação da concentração celular em função do tempo para a primeira lavagem do Reator I.

A dispersão nos valores de concentração celular mostrados na Figura 5.1 podem ser justificados pelo fato do inóculo apresentar uma tendência a sedimentação, o que certamente dificultou a lavagem.

O ajuste da equação exponencial, conforme Eq. 4.3, permitiu estimar o valor da grandeza $(D - \mu_{max}) = 0,0667 h^{-1}$, resultando um μ_{max} de $0,0083 h^{-1}$, valor este muito menor que os encontrados na literatura para o *Nitrobacter* ($0,022 h^{-1}$) ou para o *Nitrosomonas* ($0,033 h^{-1}$) (VERSTRAETE & PHILIPS, 1998). Deve-se lembrar que os dados da literatura são relativos a culturas puras, enquanto que o valor acima resulta de uma cultura mista de células.

Terminado o processo de lavagem e conseqüente redução na concentração celular, o objetivo passou a ser de crescimento celular, a fim de enriquecer o reator em bactérias que transformam amônio em nitrito. Começou-se então a operar o reator em sistema SBR, alimentando-se 1 L de meio por dia (TRH = 2 dias), após período de sedimentação das células e retirada de 1 L do sobrenadante. As condições do reator permaneceram as mesmas do período de operação em processo contínuo, temperatura de 35 °C, aeração contínua, concentração de $N-NH_4^+$ na entrada de aproximadamente $500 mgN-NH_4.L^{-1}$ e pH entre 6,3 e 7,7.

Cumprir destacar que na maior parte do trabalho, as análises foram efetuadas com amostras tomadas ao final do período de alimentação. Desta forma, os dados obtidos dizem respeito aos reatores no volume final de 2 litros. Apenas em alguns casos as amostras foram tomadas durante o período de alimentação.

Assim, como se alimentava 1 litro de meio a cada 23 horas de operação dos reatores (volume útil de 2 litros) pode-se considerar que se tem um tempo de retenção hidráulico de 2 dias. Este tipo de terminologia é freqüente em reatores SBR, como, por exemplo o mencionado por Katsogiannis *et al.* (2002).

Da mesma forma, com se está considerando volume final constante, os reatores podem ser tratados como contínuos, no lugar de descontínuo alimentado, a não ser nos casos em que os dados foram obtidos durante a alimentação dos reatores.

Isto nos levaria em alguns casos a considerar estados estacionários, os quais, a rigor, devem ser entendidos como estados pseudo estacionários, mas aqui por facilidade chamaremos de estados estacionários.

A Figura 5.2 refere-se ao crescimento celular durante 40 dias de operação do reator nas condições acima descritas (dados apresentados no Anexo B.2). A dispersão mostrada pela figura deve-se à grande tendência dos microrganismos de aderência às paredes do reator e também à tendência de sedimentação, o que dificulta a retirada de amostras homogêneas, mesmo com os cuidados tomados ao se realizar a amostragem.

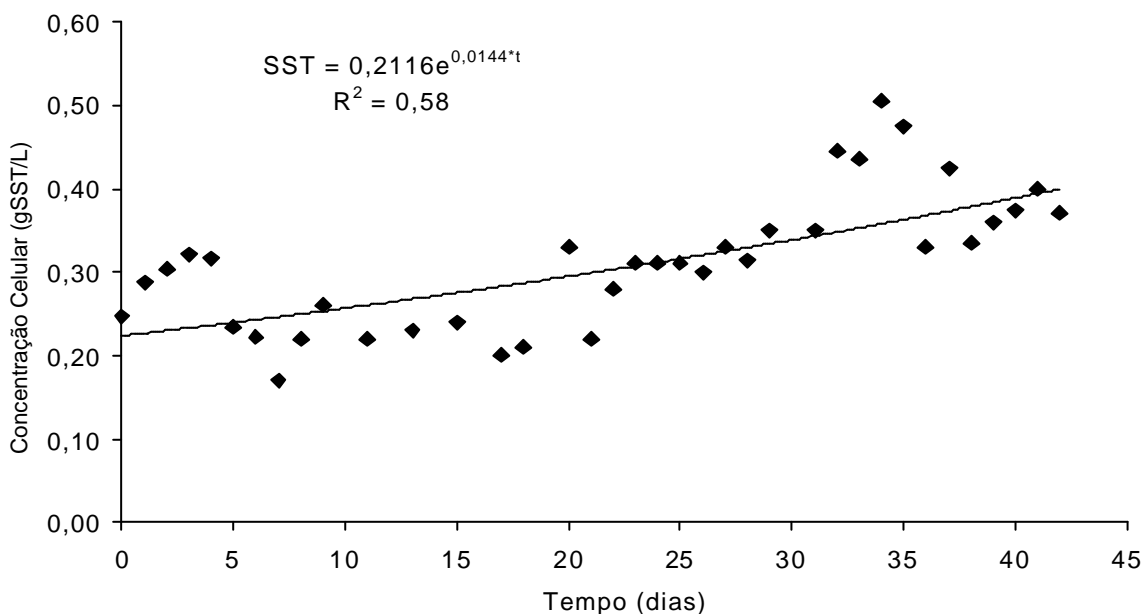


Figura 5.2: Concentração celular em função do tempo no período de SBR após o primeiro período de lavagem do reator I.

Pode-se notar um crescimento celular durante este período, o que permitiu o ajuste de um comportamento exponencial, do qual se obteve uma velocidade específica de crescimento de $0,0144 \text{ d}^{-1}$, valor este muito menor do citado na literatura (VERSTRAETE &

PHILIPS, 1998). Este fato pode ser explicado pelo fato de as células estarem crescendo na forma de aglomerados ou “pellets”, o que costuma reduzir a velocidade de crescimento em virtude de um acesso diferenciado das células ao substrato limitante, além de se estar trabalhando com cultura mista. A possibilidade de estarem sendo selecionadas células distintas das mencionadas com maior frequência na literatura também deve ser levada em conta.

Os resultados das análises da concentração de amônio, nitrito, nitrato e remoção de nitrogênio, após a primeira lavagem celular são mostrados na Figura 5.3. Através dos dados de entrada e saída das formas nitrogenadas do reator, foi possível calcular a eficiência de remoção para a presente etapa do reator, conforme descrito no item 4.7. Os dados completos das concentrações de entrada, saída, remoção de nitrogênio, bem como conversão do amônio introduzido no reator são apresentados no Anexo B.3.

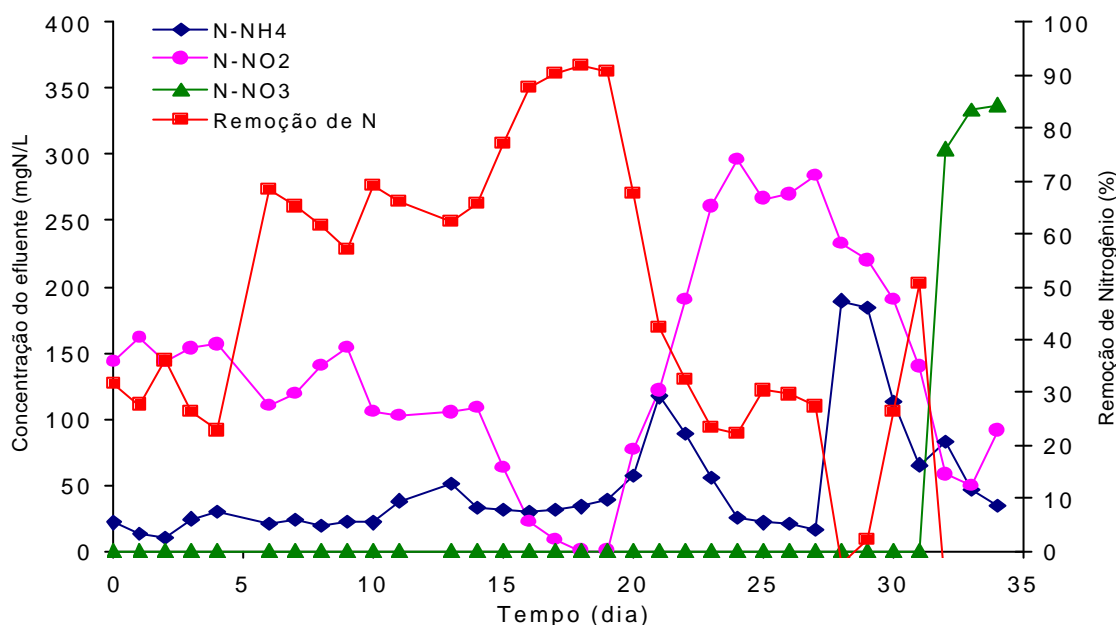


Figura 5.3: Dados das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, após a primeira lavagem celular do reator I.

Através dos resultados obtidos observou-se uma significativa eliminação de nitrogênio enquanto a concentração de nitrito se manteve inferior a 150 mgN.L^{-1} , até o 20º dia. Observa-se também concentração reduzida de nitrato, provando a eficiência da lavagem em relação ao *Nitrobacter*, porém este período mostrou-se instável, ocorrendo um significativo aumento do nitrito, que é bastante tóxico particularmente em valores de pH relativamente baixos, com a geração de HNO_2 . Consequentemente ocorreu queda na

eliminação do nitrogênio. Finalmente após 30 dias de operação houve aumento da concentração de nitrato o que sugeriu a necessidade de um novo processo de lavagem.

A alta eliminação de nitrogênio ocorrida em alguns momentos no reator não era esperada, uma vez que este encontrava-se sob plenas condições de aeração, sendo a concentração de oxigênio dissolvido medida no reator em torno de $4,5 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$.

No entanto, a existência de várias espécies químicas nitrogenadas, pode, eventualmente, provocar a eliminação de nitrogênio, particularmente quando as células crescem em aglomerados, permitindo regiões de ausência de oxigênio no interior desses conjuntos de células. Isto eventualmente poderia permitir a eliminação do nitrogênio via processo de desamonificação autotrófica.

Outras possibilidades poderiam ocorrer como o anunciado por Patureau *et al.* (2000), os quais descreveram que em diversas plantas de tratamento de efluentes eram apenas considerados os processos de nitrificação e desnitrificação clássicos, para estabelecer um balanço de nitrogênio, sem considerar a existência de bactérias atípicas fixadoras de nitrogênio, nitrificantes heterotróficas, amonificantes e desnitrificantes aeróbias. A atividade destas bactérias poderia eventualmente justificar a acentuada eliminação de nitrogênio encontrada no reator.

Kshirsagar *et al.* apud Patureau *et al.* (2000), demonstraram a viabilidade de combinar nitrificação e desnitrificação em um único reator aeróbio, inoculando o lodo ativado nitrificante com *Thiosphaera pantotropha*, de conhecida atividade nitrificante.

T. pantotropha, tem um metabolismo respiratório capaz de utilizar O_2 , NO_2 , NO_3 ou NO como acceptor final de elétrons. Para algumas bactérias, como o *Paracoccus denitrificans*, que utilizam NO_3 como acceptor final de elétrons, a atividade desnitrificante é inibida pela presença de oxigênio. No entanto, a bactéria *T. pantotropha* possui um sistema de nitrato redutase que a torna apta a desnitrificar tanto em condições anaeróbias quanto aeróbias (GUPTA, 1997).

Cumprir destacar em adição ao já comentado que, com muita freqüência, observou-se a tendência a eliminação de nitrogênio, quando o reator estava em condição de estado transiente, motivado por alguma alteração imposta ao sistema.

* KSHIRSAGAR, M.; GUPTA, A.B.; GUPTA S.K.. "Aerobic denitrification studies on activated sludge mixed with *Thiosphaera pnatotropha*". Environmental Technology. 16:35-13. 1995.

Segunda Fase

Como mostrado na Figura 5.3, após 35 dias de operação do reator houve uma retomada da nitrificação, o que supõe o reequilíbrio do sistema, sugerindo uma segunda lavagem das células, para novamente tentar a redução do *Nitrobacter* presente no reator.

A Figura 5.4 mostra esta lavagem, a qual foi feita com uma vazão específica de alimentação de $0,064 \text{ h}^{-1}$. A dificuldade encontrada na lavagem foi ainda maior que na etapa anterior, apresentando, assim, uma maior dispersão dos resultados devido as células se mostrarem ainda mais aglomeradas. Os dados referentes às concentrações celulares durante o período de lavagem, bem como o período de crescimento e as concentrações das formas nitrogenadas, que se sucederam encontram-se no Anexo B.4, B.5 e B.6, respectivamente.

Mesmo com a dificuldade da lavagem pela formação de flocos maiores, foi ajustada uma equação exponencial (Eq. 4.3) a qual permitiu calcular o valor de $\mu_{\text{max}}=0,0193 \text{ h}^{-1}$, que esta mais próximo ao mencionado na literatura (VERSTRAETE & PHILIPS,1998).

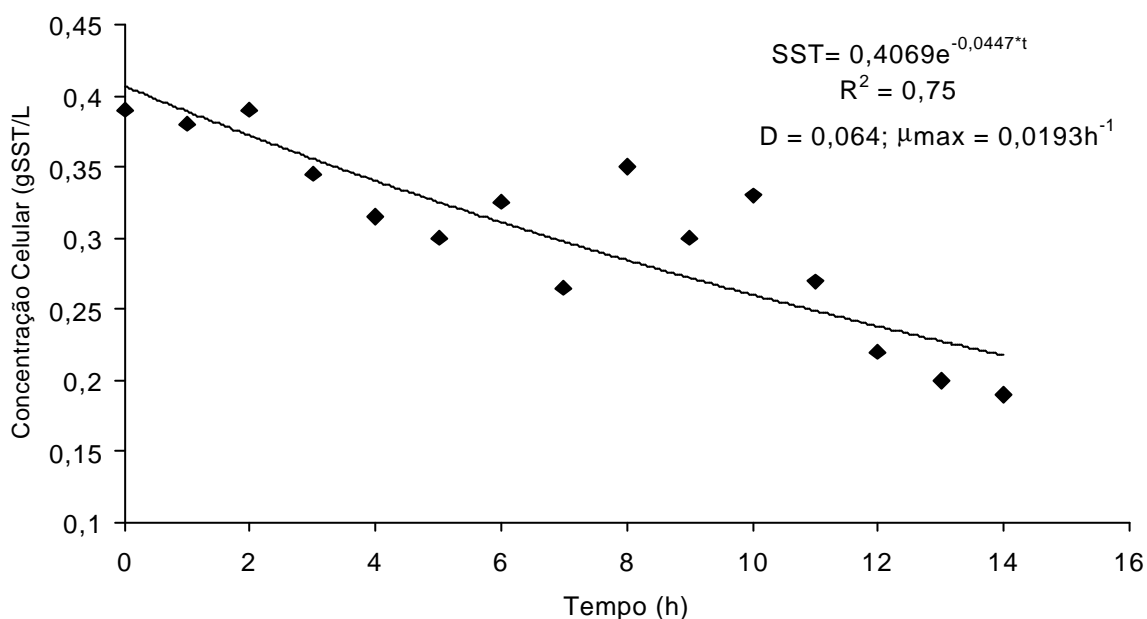


Figura 5.4: Concentração celular em função do tempo no segundo processo de lavagem do reator I.

Após a etapa de lavagem novamente deu-se início a etapa de crescimento celular, sendo esta operada em SBR nas mesmas condições anteriores.

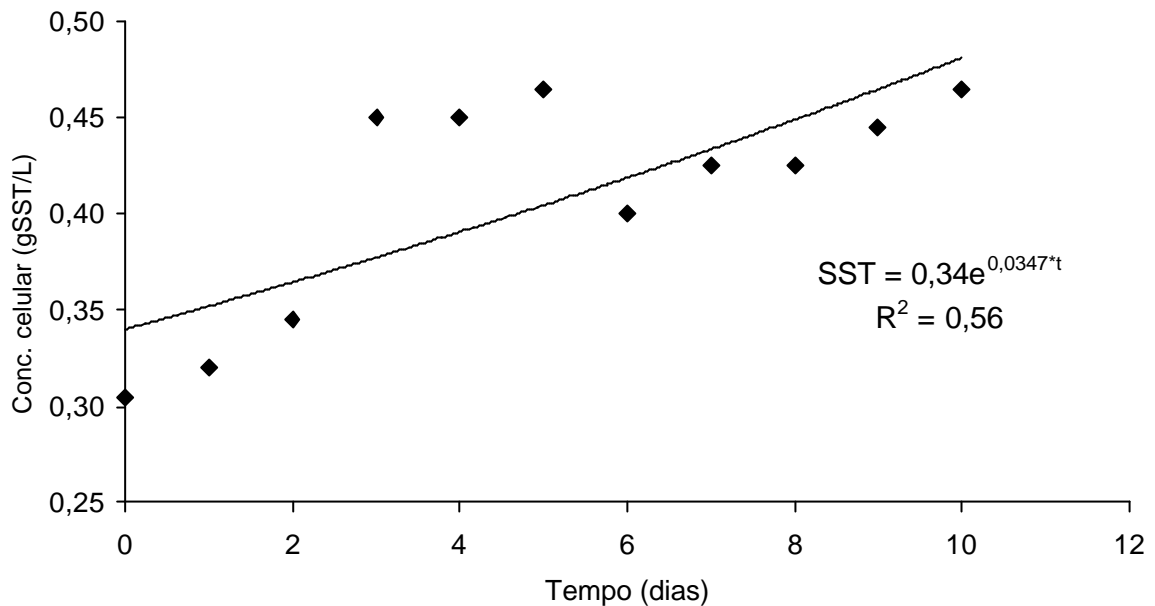


Figura 5.5: Comportamento da concentração celular ao longo do tempo, após a segunda lavagem do reator I.

A Figura 5.5 mostra o crescimento celular após a segunda lavagem do reator. Observou-se um crescimento mais intenso em um curto período de tempo, o que mostra uma melhoria nas condições das células presentes no reator.

Apesar da lavagem do reator se mostrar eficiente em poucos dias o reator retomou o processo de nitrificação e a concentração de nitrito baixou rapidamente, com a conseqüente formação de nitrato, optando-se então por um terceiro processo de lavagem. Os resultados da concentração do efluente no reator I, durante a execução do SBR são mostrados na Figura 5.6.

Através dos dados apresentados, das formas nitrogenadas, é possível observar que a eliminação de nitrogênio não atingiu valores expressivos como encontrados na etapa anterior, mas sim altos valores de conversão do nitrogênio introduzido no reator.

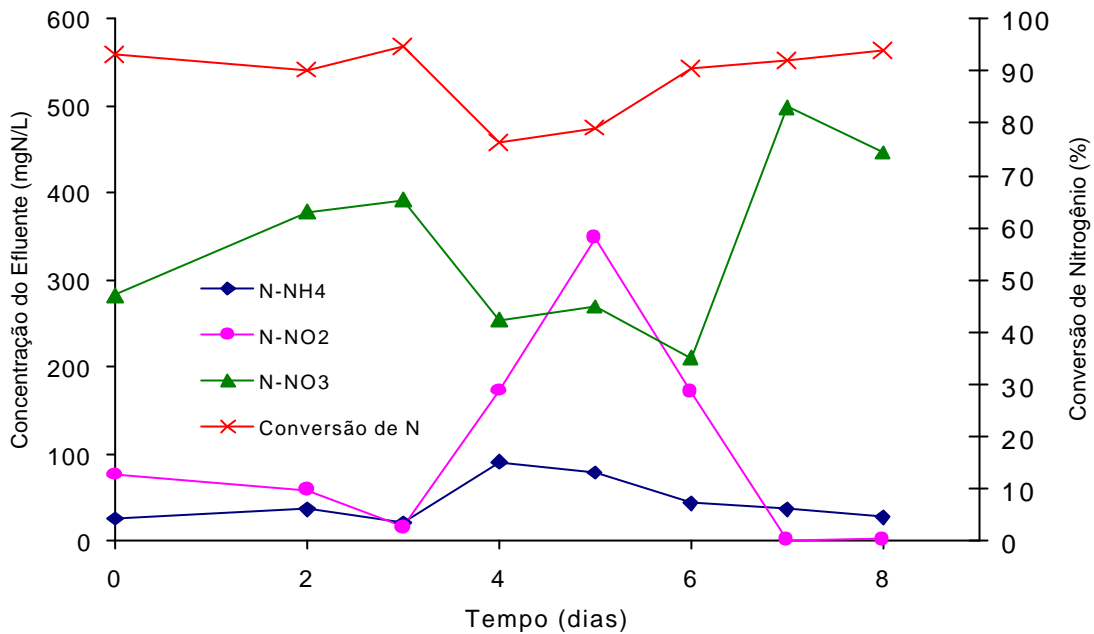


Figura 5.6: Concentração de amônio, nitrito e nitrato no efluente do reator, após o segundo período de lavagem no reator I.

Terceira Fase

Durante a terceira lavagem notou-se novamente a dificuldade de lavagem das células devido aos aglomerados em forma de “pellets” bastante densos, o que facilitava a sedimentação, dificultando a homogeneidade dentro do reator.

Na Figura 5.7 (Anexo B.7) encontram-se os dados de concentração celular ao longo do tempo de lavagem, operando com $D = 0,076 \text{ h}^{-1}$.

Embora os dados de lavagem estejam bastante dispersos, foi possível o ajuste de uma equação exponencial, com a qual obteve-se um $\mu_{\text{max}} = 0,0215 \text{ h}^{-1}$, com o $D = 0,076 \text{ h}^{-1}$, valor este coerente com a literatura, em relação ao *Nitrosomonas*.

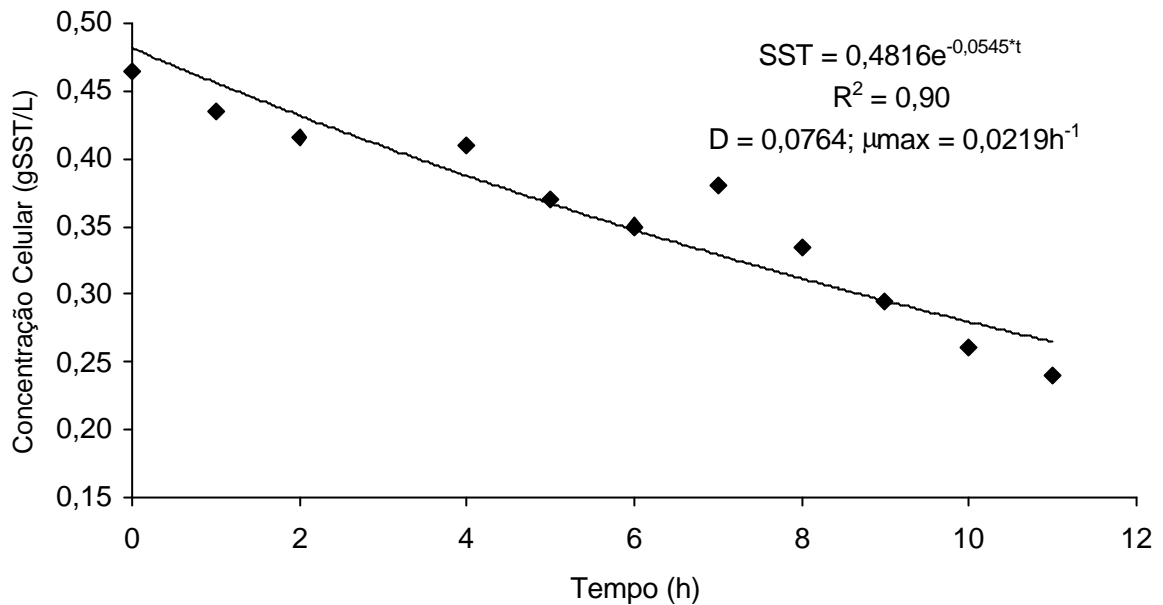


Figura 5.7: Concentração celular em função do tempo para o reator I, no terceiro processo de lavagem no reator I.

Na verdade, o fato de se verificar crescentes valores para o μ_{\max} poderia também indicar que não se estaria retirando efetivamente as células do reator, o que significaria determinar um valor para μ_{\max} que não reflete o real crescimento celular. Isto de certa forma é confirmado pelo precoce acúmulo de nitrato, indicando a ineficiência da lavagem. Em virtude da intensa aglomeração das células, não mais se consegue realizar a seleção pretendida.

Após o terceiro período de lavagem, devido a dificuldade cada vez mais acentuada de lavar as células e a insistente presença do nitrato, resolveu-se partir para a limitação de oxigênio a fim de dificultar a ação do *Nitrobacter*, o qual tem sua velocidade específica de respiração bastante limitada, quando se diminui a quantidade de oxigênio dissolvido no meio, conforme já mencionado no item 3.5.

Imediatamente após a lavagem o crescimento celular que foi realizado em 4 etapas distintas de operação:

Fase A: Reator operado com alimentação intermitente (15 minutos alimentando e 15 minutos sem alimentação) e aeração contínua.

Fase B: Reator operado com alimentação e aeração intermitentes (15 minutos aerando e alimentando e 15 minutos sem aeração e alimentação).

Fase C: Reator operado com alimentação e aeração intermitentes (30 minutos alimentando e aerando e 30 minutos sem alimentação e aeração).

Fase D: Reator operado com alimentação intermitente (15 minutos alimentando e 15 minutos sem alimentação) e aeração também intermitente (15 minutos aerando e 45 minutos sem aeração).

A Figura 5.8 mostra claramente o pronunciado crescimento das células, enquanto a aeração no reator era contínua (Fase A). A partir do momento em que começou a limitação de oxigênio o crescimento passou a ser mais discreto, havendo até mesmo uma diminuição significativa da concentração celular, quando a aeração passou a ser de 15 minutos a cada hora, como mostrado na Figura 5.9 (Anexo B.11). Os dados de concentração celular em função do tempo para as fases A, B e C, encontram-se nos Anexos B.8, B.9 e B.10, respectivamente.

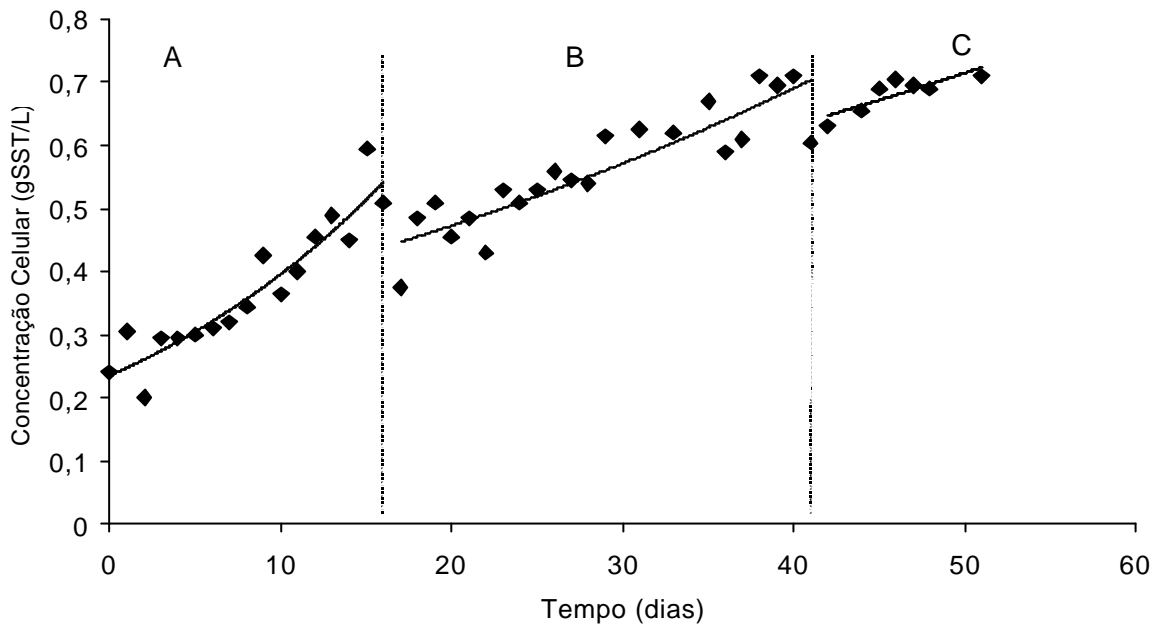


Figura 5.8: Concentração celular em função do tempo, para as três primeiras fases do reator I, após a terceira lavagem.

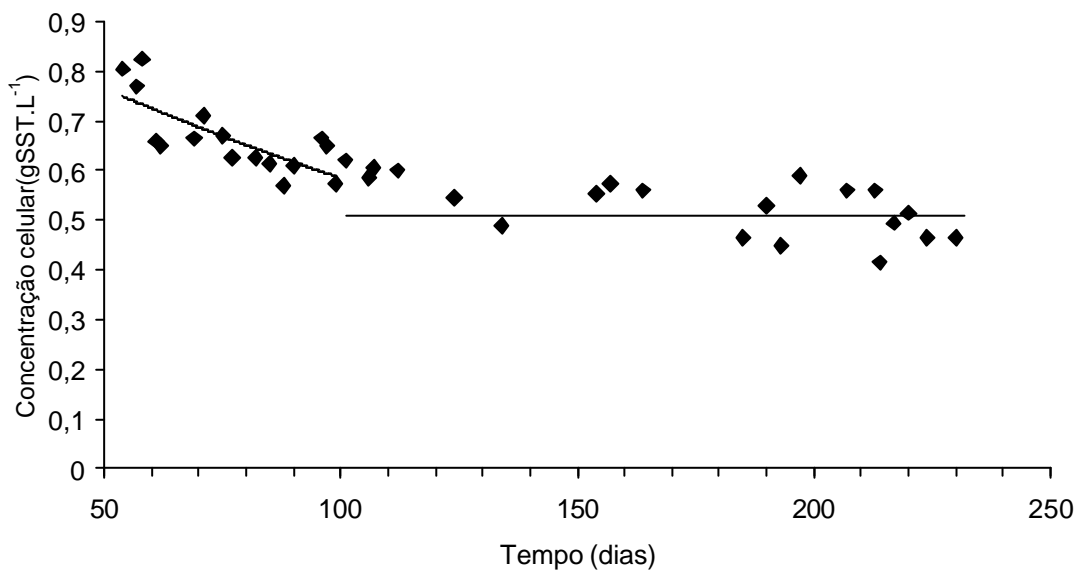


Figura 5.9: Concentração celular em função do tempo para a fase D do reator I, após a terceira lavagem.

Com os dados de concentração celular em função do tempo mostrados na Figura 5.8 e Figura 5.9, ajustaram-se equações exponenciais, as quais são apresentadas na Tabela 5.1.

Tabela 0.1. Equações exponenciais ajustadas às fases de operação do reator I, após o terceiro período de lavagem.

FASE	EQUAÇÃO
A	$SST = 0,235 e^{0,0522^*t}$
B	$SST = 0,324 e^{0,0189^*t}$
C	$SST = 0,385 e^{0,0124^*t}$
D*	$SST = 1,002 e^{-0,0054^*t}$

* equação ajustada para o período de 50 a 100 dias.

As equações mostradas na Tabela 5.1 confirmam o comportamento mostrado nas Figuras 5.8 e 5.9, onde fica claro que a limitação da concentração de oxigênio dissolvido age diretamente sobre o crescimento celular. Cabe salientar que a equação exponencial apresentada para a fase D refere-se aos 50 primeiros dias de operação do reator. Ao longo dos experimentos a concentração de oxigênio dissolvido foi medido nos períodos de aeração, verificando-se valores da ordem de 2 a 3 mgO₂.L⁻¹, considerada não limitante, enquanto que nos períodos sem aeração esse valor caía abaixo de 0,1 mgO₂.L⁻¹, significando períodos de limitação da velocidade de respiração das células.

Com estes dados pode-se imaginar que seria possível o aumento da concentração celular, caso se mantivesse o sistema sob aeração e reciclo de células (fase A). Por outro lado, o patamar de concentração obtido (fase D) é o resultado da limitação de oxigênio imposta, permitindo imaginar a possibilidade de se trabalhar com valores mais elevados mediante outras relações entre os períodos aerados e não aerados.

As Figuras 5.10 e 5.11 mostram os dados de concentração de amônio, nitrito, nitrato e eliminação de nitrogênio, para todos os períodos de operação do reator I, em SBR, que se seguiram após a terceira lavagem.

Observando-se a Figura 5.10, verifica-se a plena nitrificação, na Fase A (Anexo B.12), pois a aeração contínua não causou nenhuma inibição na ação do *Nitrobacter*, o que gerou altas concentrações de nitrato e baixas concentrações de nitrito. Com isso percebe-se que, de fato, somente a lavagem como tentativa para seleção das bactérias não foi efetiva, pois como a maior parte das bactérias tende a formar aglomerados, com o passar do tempo, isto causa prejuízos a lavagem das mesmas. A formação destes aglomerados deve-se ao

fato de se estar trabalhando em sistema SBR, praticando o “reciclo total” de células e não a lavagem contínua conforme empregado no sistema SHARON, o que causaria sempre uma baixa concentração celular.

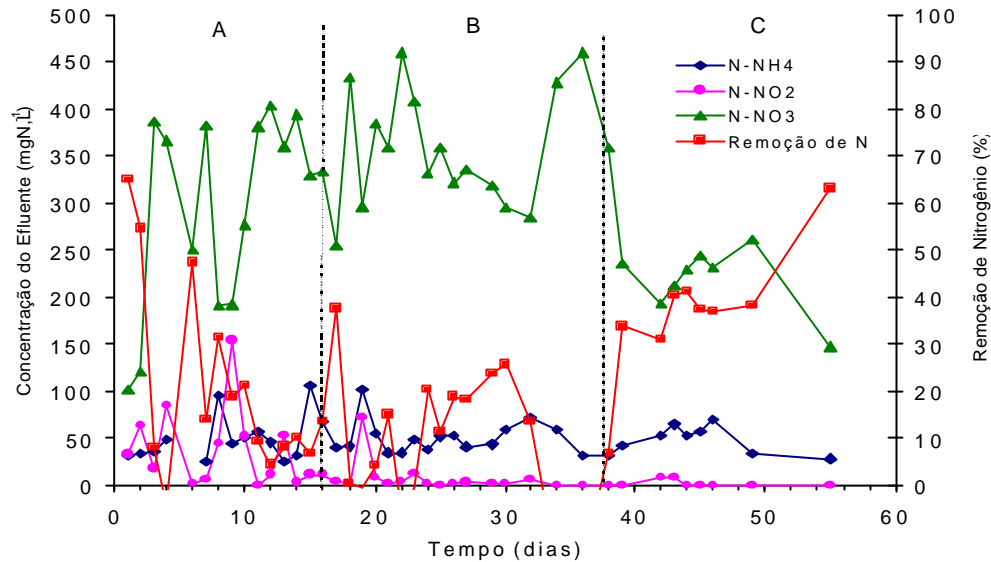


Figura 5.10: Concentrações de amônio, nitrito, nitrato no efluente e perda de nitrogênio para as três primeiras fases do reator I, após a terceira lavagem.

A fase B (Anexo B.13) mostrada na Figura 5.10, mostra uma tendência de queda na concentração de nitrato, logo após a primeira restrição de oxigênio, ocasionando também uma maior eliminação de nitrogênio. Entretanto, próximo ao final desta etapa o sistema tendeu a um novo acúmulo de nitrato, sugerindo um aumento na restrição da concentração de oxigênio dissolvido no meio.

Wyffles *et al.* (2003) mostraram que fatores como limitação de oxigênio afetam mais significativamente as bactérias oxidadoras de nitrito (BON), bem como a operação com temperaturas relativamente altas (35 °C) favorecem o crescimento das bactérias oxidadoras de amônio, em relação as oxidadoras de nitrito. Conforme descrito no item 3.5, estes autores investigaram a geração de nitrito em um reator de membranas e demonstraram que o acúmulo de nitrito no reator foi sustentado enquanto as condições aplicadas ao processo desfavoreceram as BON, não favorecendo assim o aparecimento de nitrato no reator. No momento em que houve uma aumento na concentração de oxigênio dissolvido, ao final do período de experimentos, em apenas 11 dias foi constatada a completa nitrificação.

Durante a Fase C (Anexo B.14), houve tendência de aumento na eliminação de nitrogênio, nos pontos onde as concentrações de nitrato e amônia mantiveram-se constantes.

Cabe salientar que a remoção de nitrogênio atingiu novamente altos valores, em comparação com a etapa após a primeira lavagem, sendo que neste momento o reator encontrava-se sob limitação de oxigênio, diferentemente da situação apresentada anteriormente.

Atualmente é crescente o número de publicações revelando elevadas perdas de nitrogênio em plantas de tratamento, indicando uma oxidação anaeróbia do amônio (MULDER *et al.*, 1995; JETTEN *et al.*, 1999; STROUS *et al.*, 1999).

Conforme observado por Shrestha *et al.* (2000) em condições aeróbias, o amônio foi convertido a nitrito, enquanto sob condições de limitação de oxigênio ($0,6 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$), o nitrito formado na oxidação da amônia pelas células de *N. europaea* foi reduzido a N_2O e N_2 com um máximo de 22 % de conversão. Foi demonstrado que tanto a baixas pressões parciais de oxigênio quanto em condições de ausência do mesmo, *N. europaea* são hábeis em desnitrificar. Cabe salientar que as concentrações de oxigênio dissolvido medidas durante os períodos sem aeração não ultrapassaram $0,1 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$.

Outra maneira de justificar a eliminação de nitrogênio ocorrida, seria imaginar alguma disponibilidade de material orgânico, devido à lise celular, o qual seria utilizado durante a fase anaeróbia pelas bactérias heterotróficas, a fim de promover alguma desnitrificação.

A Figura 5.11 (Anexo B.15) mostra que com a restrição ainda maior da concentração de oxigênio dissolvido, ocorrida na fase D, o reator começou a apresentar um aumento imediato da concentração de nitrito, porém as concentrações altas parecem ter sido inibitórias para uma maior eliminação de nitrogênio, tornando a eliminação não superior a 10%.

Segundo Strous *et al.* (1998), durante a investigação da oxidação anaeróbia do amônio em reator do tipo SBR (sequencing batch reactor) o processo ANAMMOX não foi inibido pelo amônio ou pelo nitrato até concentrações de pelo menos $1000 \text{ mgN} \cdot \text{L}^{-1}$. Porém, a eliminação de nitrogênio seria inibida para concentrações de nitrito da ordem de $100 \text{ mgN} \cdot \text{NO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$.

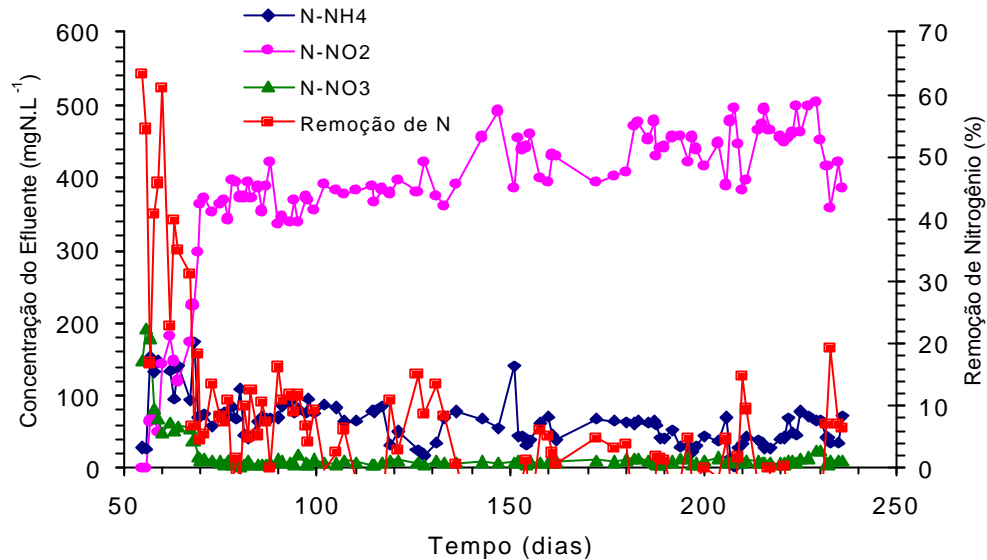


Figura 5.11: Concentrações de amônio, nitrato, nitrito no efluente e perda de nitrogênio para a fase D do reator I, após a terceira lavagem.

A Figura 5.11 indica também a possibilidade de se contar com um reator que converte praticamente todo o amônio em nitrito, chegando-se a concentrações bastante elevadas, ou seja, da ordem de $450 \text{ mgN-NO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ e em estado estacionário. Desta forma, em princípio, o efluente deste reator estaria em condições de ser utilizado para um processo ANAMMOX, desde que se juntasse com outra quantidade de efluente, a fim de permitir uma proporção adequada entre NH_4^+ e NO_2^- .

Nas condições apresentadas o reator estava sendo operado com uma carga nitrogenada média de $246 \text{ mgN-NH}_4 \cdot (\text{L} \cdot \text{d})^{-1}$, em condições muito estáveis, o que sugere que a operação poderia ocorrer em condições mais drásticas, o que não foi o objetivo para o reator.

A fim de comparar o desempenho do reator com alguns dados da literatura efetuou-se o cálculo da velocidade específica de conversão do amônio, considerando o período de tempo entre os dias 140 e 236, como estado estacionário para as formas nitrogenadas na saída do reator, e o período a partir do dia 120 para a concentração celular no reator.

Conforme mencionado no item 5.1.1 as dosagens dos compostos nitrogenados e da concentração celular eram realizados no efluente do reator, ou seja, no líquido retirado ao final do período de enchimento, podendo-se, desta forma escrever:

Balço de massa para o substrato

$$\frac{d[N - NH_4]}{dt} = D[N - NH_4]_0 - D[N - NH_4] - m_{N-NH_4} X \quad (5.1)$$

Onde:

$[N-NH_4]$ = concentrao de N-NH₄ no efluente ou no reator (mgN-NH₄.L⁻¹)

$[N-NH_4]_0$ = concentrao de N-NH₄ no afluente ou alimentao (mgN-NH₄.L⁻¹)

D = vazao especifica de alimentao (d⁻¹)

m_{N-NH_4} = velocidade de consumo de substrato (mgN-NH₄.(gSST.d)⁻¹)

X = concentrao celular no reator (gSST.L⁻¹)

no estado estacionario: $\frac{d[N - NH_4]}{dt} = 0$

entao:

$$D([N - NH_4]_0 - [N - NH_4]) = m_{N-NH_4} * X$$

$$m_{N-NH_4} = \frac{D([N - NH_4]_0 - [N - NH_4])}{X} \quad (5.2)$$

Considerando:

$[N-NH_4] = 49,4 \text{ mgN-NH}_4.L^{-1}$

$[N-NH_4]_0 = 493 \text{ mgN-NH}_4.L^{-1}$

$X = 0,52 \text{ gSST.L}^{-1}$

$$\text{Tendo: } D = \frac{F}{V} = \frac{1000/23}{2000} = 0,02174h^{-1} = 0,52d^{-1}$$

$$\text{Obtém-se: } m_{N-NH_4} = \frac{444 \text{ mgN-NH}_4}{\text{gSST.d}}$$

Balanço de massa para o nitrito

A equação 5.3 apresenta o balanço de massa para o nitrito, no qual esta sendo considerada nula a velocidade de conversão de nitrito em nitrato. Tal consideração baseou-se nas baixas concentrações de nitrato encontradas no efluente do reator, no período estabelecido como estado estacionário, que podem ser observadas no Anexo B.15. Pelo mesmo motivo, o termo de eliminação de nitrogênio também foi considerado nulo.

$$\frac{d[N - NO_2]}{dt} = D[N - NO_2]_0 - D[N - NO_2] + m_{N-NO_2} X \quad (5.3)$$

Onde:

$[N-NO_2]$ = concentração de N-NO₂ no reator (mgN-NO₂.L⁻¹)

$[N-NO_2]_0$ = concentração de N-NO₂ no afluente ou alimentação (mgN-NO₂.L⁻¹).

μ_{N-NO_2} = velocidade de formação de produto (mgN-NO₂.(gSST.d)⁻¹)

no estado estacionário: $\frac{d[N - NO_2]}{dt} = 0$

Considerando:

$$[N-NO_2] = 442 \text{ mgN-NO}_2.L^{-1}$$

$$[N-NO_2]_0 = 0$$

$$X = 0,52 \text{ gSST.L}^{-1}$$

$$D = 0,52 \text{ d}^{-1}$$

então:

$$m_{N-NO_2} = \frac{D[N - NO_2]}{X} \quad (5.4)$$

$$\text{Obtém-se: } m_{N-NO_2} = \frac{442 \text{ mgN} - \text{NO}_2}{\text{gSST.d}}$$

Conforme demonstrado a velocidade de consumo de substrato deve ser igual a velocidade de formação de produto imaginando-se nulo os demais termos envolvidos no sistema, como a formação de nitrato e eliminação de nitrogênio. A diferença de 2 mgN.(gSST.d)⁻¹, cerca de 1%, deve-se a esta consideração.

Balanco de massa para as células

Para o balanço de massa das células, têm-se $X_0 = 0$ e um determinado valor para a velocidade específica de decaimento, K_d . Ao longo das Fases D e G, da segunda etapa do reator I, calculou-se a fração de células no efluente (h), em relação à concentração celular no volume de reação de 2L. A média destes valores (h) foram utilizados no presente item.

$$\frac{dX}{dt} = \mu X - K_d X - DhX \quad (5.5)$$

Onde:

hX = concentração celular no efluente (gSST.L^{-1}), com $h = 0,005$

K_d = velocidade específica de decaimento celular (d^{-1})

μ = velocidade específica de crescimento (d^{-1})

Considerando estado estacionário: $\frac{dX}{dt} = 0$

Têm-se, então:

$$\mu = K_d + Dh \quad (5.6)$$

Se considerarmos $K_d = 0,048 \text{ d}^{-1}$ (WIESMANN, 1994)

$\mu = 0,051 \text{ d}^{-1}$

O valor de μ , para oxidação do N-NH_4^+ , citado por Wiesmann (1994) de $0,77\text{d}^{-1}$, representa a velocidade específica máxima de crescimento, a qual é obviamente superior ao encontrado na presente discussão, porém deve-se lembrar ainda que o autor menciona dados de cultura pura, enquanto o valor de $\mu = 0,051 \text{ d}^{-1}$, refere-se a uma cultura de células.

Os valores obtidos para μ e $\mu_{\text{N-NH}_4}$ permitem o cálculo do fator de conversão do substrato em células (Y_{x/NH_4}), para $\mu = 0,051 \text{ d}^{-1}$ e $\mu_{\text{N-NH}_4} = 0,444 \text{ gN-NH}_4/\text{gSST.d}$.

$$y_{x/\text{NH}_4} = \frac{\mu}{\mu_{\text{N-NH}_4}} = 0,12 \text{ gSST} / \text{gN-NH}_4$$

O valor de Y_{x/NH_4} dado por Wiesmann (1994) é de $0,147 \text{ godm.}(\text{gN-NH}_4)^{-1}$ (odm = organic dry matter), indicando que o valor encontrado neste trabalho é bastante próximo ao mencionado.

No trabalho de Wyffels *et al.* (2003) com um reator de membranas, já descrito anteriormente, os autores obtiveram $0,21 \pm 0,001 \text{ KgN.}(\text{KgSST.d})^{-1}$ ou $0,44 \pm 0,02 \text{ KgN.}(\text{KgSSV.d})^{-1}$ para a velocidade de oxidação do amônio, utilizando um meio sintético de alimentação com concentração de $1 \text{ Kg N-NH}_4/\text{m}^3$ e TRH de 1 dia, valores estes também próximos aos encontrados no presente trabalho.

Dados de velocidade de oxidação do substrato, como $0,41 \text{ KgN.}(\text{KgSST.d})^{-1}$ e $0,16 \text{ KgN.}(\text{KgSST.d})^{-1}$ são reportados por Liebig *et al.* (2001) e Ghyyoot *et al.* (1999), respectivamente. Os autores trabalharam sem limitação de oxigênio durante os experimentos.

Cálculo do Tempo de Retenção de Sólidos (q_c)

O Tempo de Retenção de Sólidos, também conhecido como Tempo de Retenção de Células e ainda Idade do Lodo, é dado pela relação entre a massa de células no reator e a massa de células que é retirada do reator na unidade de tempo, ou seja:

$$q_c = \frac{X * V}{hX * F}$$

onde:

X = concentração celular (gSST.L^{-1})

V = volume do reator (L)

F = vazão de retirada de líquido (L.d^{-1})

Portanto:

$$q_c = \frac{0,52 * 2}{0,0026 * 1}$$

$$q_c = 400d$$

Este valor indica que se tinha, como já esperado, reciclo total de células e um tempo de retenção celular tendendo ao infinito.

Conforme comentado no capítulo 3, do presente trabalho, Pollice *et al.* (2002) avaliou a velocidade de oxidação do amônio frente a limitação de oxigênio e variação do tempo de residência celular. O primeiro reator em estudo recebia aeração contínua com a concentração de oxigênio dissolvido superior a $2 \text{ mgO}_2/\text{L}$ e a idade do lodo de inicialmente 40 dias, foi abaixada até 10 dias. O segundo reator cuja finalidade era avaliar a velocidade específica de oxidação do amônio frente a limitação de oxigênio foi aerado 10 minutos a

cada 20 minutos. A temperatura de ambos reatores foi mantida a 32 °C e o pH a 7,2. Os resultados obtidos para o primeiro reator mostraram que foi possível obter a nitrificação parcial sem a limitação de oxigênio, apenas com a diminuição da idade do lodo. Esta progressiva diminuição, causou um forte aumento da velocidade de oxidação do amônio, conforme mostram os resultados: 105,6 mgN-NH₄.(gSSV.d)⁻¹ (40d); 146,4 mgN-NH₄.(gSSV.d)⁻¹ (14d) e 619,2 mgN-NH₄.(gSSV.d)⁻¹ (10d). No segundo reator a oxidação do amônio até nitrito foi obtida em todos os testes sob limitação de oxigênio, independente da idade do lodo: 76,8 mgN-NH₄.(gSSV.d)⁻¹ (24d); 115,2 mgN-NH₄.(gSSV.d)⁻¹ (14d); 240 mgN-NH₄.(gSSV.d)⁻¹ (5d) e 549,6 mgN-NH₄.(gSSV.d)⁻¹ (3d). o decréscimo da idade do lodo, como esperado, resultou no decréscimo da concentração celular, o que refletiu em um aumento da atividade bacteriana, conforme indicado pela velocidade específica de oxidação do amônio.

O valor da velocidade de consumo de substrato encontrado no presente trabalho de 415 mgN-NH₄.(gSST.d)⁻¹, para um tempo de retenção celular de 40 dias é superior aos encontrados no trabalho de Pollice *et al.* (2002) mesmo quando este trabalhou com limitação de oxigênio, mostrando que os valores não distam muito da literatura quando trata-se de inóculos mistos, como os provenientes de estações de tratamento de esgotos domésticos.

Medida da atividade nitrificante das células através de respirometria, para a primeira etapa do reator I

Sendo a respirometria uma ferramenta bastante útil para quantificar o estado fisiológico das células, é de grande interesse utilizá-la no presente trabalho, a fim de contar com um dado adicional para melhor entender o funcionamento das bactérias em questão.

Ao longo das fases C e D do reator em questão, realizou-se a determinação da velocidade de respiração das células, conforme descrito no item 4.4.1. A Figura 5.12 mostra um exemplo de dado experimental obtido no dia 158 na fase D, onde foi determinada a velocidade de respiração celular.

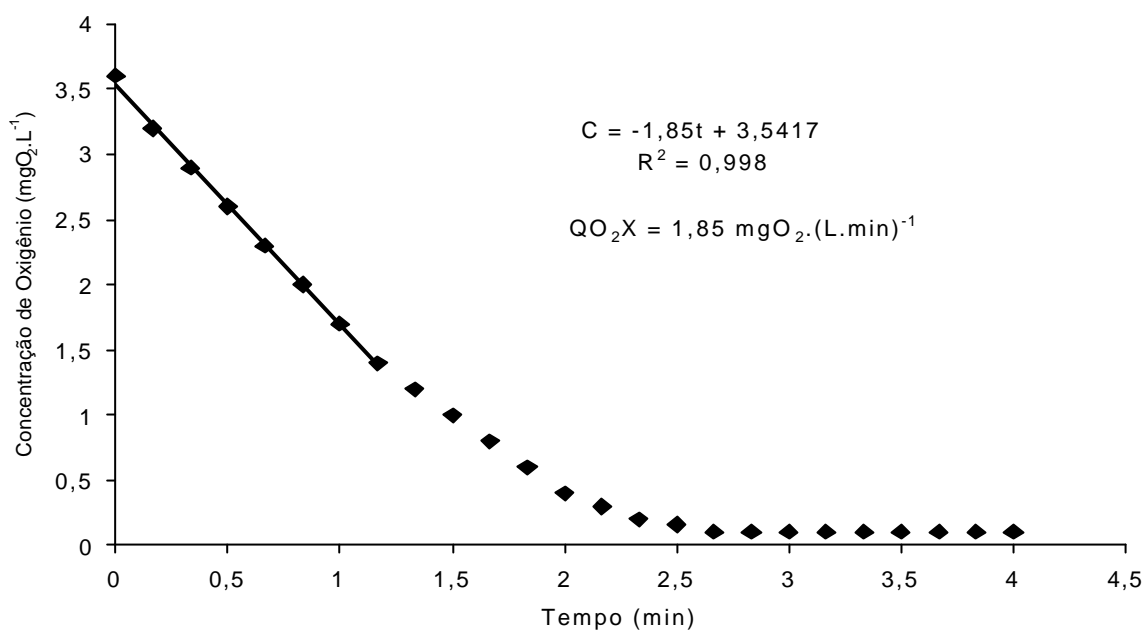


Figura 5.12. Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a Fase D da primeira etapa do Reator I (dia 158).

A Figura 5.12 mostra os dados obtidos durante 4 minutos de medida, no entanto, para o ajuste da reta onde foi determinada a velocidade de respiração celular, apenas os pontos iniciais foram utilizados.

A Tabela 5.2 apresenta os dados de velocidade de respiração em vários instantes, durante as duas últimas fases do reator I (Fases C e D), assim como as análises da concentração de amônio, nitrito e nitrato para as respectivas determinações. Os dados completos para a construção das demais curvas e obtenção dos valores de QO_2X são apresentados no Anexo C.

Tabela 0.2. Dados de velocidade de respiração celular e as respectivas concentrações de amônio, nitrito e nitrato, para as fases C e D.

Dia	N-NH ₄ mgN.L ⁻¹	N-NO ₂ mgN.L ⁻¹	N-NO ₃ mgN.L ⁻¹	QO ₂ X mgO ₂ .(L.min) ⁻¹	X gSST.L ⁻¹	QO ₂ mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹
50 ^a	33,60	0,00	261,87	0,91	1,29	0,71
56 ^a	28,60	0,00	147,66	1,63	1,38	1,18
59 ^b	132,90	67,50	82,97	1,26	1,05	1,20
64 ^b	95,70	146,90	52,65	1,44	1,08	1,33
70 ^b	70,10	295,90	16,79	1,49	1,30	1,15
84 ^b	64,37	386,13	4,56	1,45	1,19	1,10
110 ^b	68,16	390,82	9,14	1,73	1,05	1,65
148 ^b	55,84	490,69	8,27	1,12	0,86	1,30
158 ^b	62,00	398,52	7,05	1,85	1,07	1,72
196 ^b	30,25	420,99	14,88	1,18	0,64	1,84
221 ^b	42,57	449,08	6,53	1,99	0,92	2,16

a: fase C; b: fase D

Cabe salientar que os dados de concentração celular são obtidos ao final do período de operação dos reatores, enquanto que os experimentos para o cálculo de QO₂X são realizados em momentos distintos. Para a determinação de QO₂ deve-se levar em conta a concentração celular no momento da tomada da queda da concentração de oxigênio dissolvido, esta concentração foi calculada imaginando-se como nula a retirada de células e anotando-se o volume de alimentação de meio no momento da medida. Desta forma, tem-se o valor da concentração celular em cada instante, desde que se tenha este volume de líquido no reator.

Os valores de QO₂, indicados na Tabela 5.2, estão na mesma ordem de grandeza, sendo estes muito superiores aos encontrados inicialmente para o inóculo utilizado no trabalho (valores da ordem de 0,6 mgO₂.(gSST.min)⁻¹ – dados não apresentados neste texto). Os valores superiores de QO₂ indicam a real seleção de células no sentido da oxidação do amônio, através das estratégias empregadas no presente trabalho.

Através da observação dos valores de QO₂ pela Tabela 5.2, é possível perceber que estes não parecem terem sido afetados pelas diferentes condições apresentadas no momento dos experimentos, como as variações da concentração de N-NH₄ e N-NO₂. O fato de se ter crescentes valores da concentração do nitrito, não parece ter inibido a velocidade de respiração das células. Ao contrário, ao se observar a Figura 5.13, nota-se claramente que o QO₂ aumentou ao longo do tempo, indicando uma real melhora no estado das

bactérias e aumento da especificidade das mesmas pelo presente substrato, o que indica um aumento das bactérias oxidadoras de amônio.

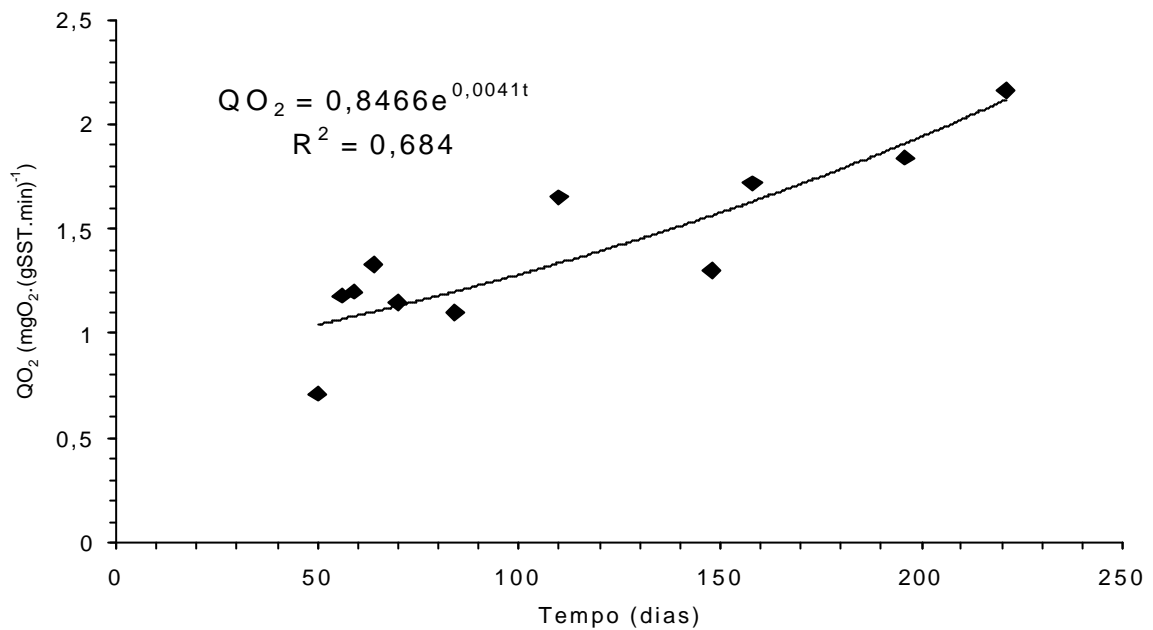


Figura 5.13: Variação da velocidade específica de respiração celular ao longo do tempo, para o Reator I, primeira etapa.

Este tipo de determinação também foi praticada ao longo do período de 24 horas de alimentação, a fim de verificar a eventual existência de variações. Na Tabela 5.3 são apresentadas as análises da concentração de amônio, nitrito e nitrato realizadas a cada duas horas, bem como os dados de velocidade de respiração celular a cada hora, no dia 221.

Tabela 5.3. Dados das análises da concentração de amônio, nitrito e nitrato realizadas no reator I, primeira etapa, pelo período de 24 horas, no dia 221.

Tempo (h)	N-NH₄ MgN.L ⁻¹	N-NO₂ mgN.L ⁻¹	N-NO₃ mgN.L ⁻¹	pH	X gSST.L ⁻¹	QO₂ mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹
0	42,57	449,08	6,53	7,54	0,92	2,213
1				7,10	0,90	2,000
2	51,58	452,45	9,49	6,99	0,86	2,134
3				6,98	0,84	2,194
4	51,10	414,25	8,44	7,01	0,81	2,222
5				7,00	0,78	2,038
6	57,74	423,24	8,62	6,92	0,76	2,033
7				6,89	0,73	2,054
8	49,21	412,00	13,14	6,82	0,71	2,183
9				6,81	0,69	2,014
10	51,10	414,25	7,23	6,82	0,67	2,089
11				6,80	0,66	2,318
12	59,16	453,57	9,66	6,70	0,65	1,532
13				6,52	0,63	1,392
14	50,15	487,28	9,49	6,67	0,61	2,021
15				6,77	0,59	2,204
16	62,00	476,04	8,62	6,88	0,57	2,706
17				6,86	0,56	2,571
18	68,64	479,41	6,88	6,84	0,54	2,428
19				6,81	0,53	2,339
20	74,80	469,30	8,79	6,77	0,52	2,327
21				6,72	0,50	2,574
22	70,06	451,32	7,40	6,93	0,49	2,227

A Figura 5.14 mostra os dados obtidos através do acompanhamento no reator, pelo período de 23 horas, na qual é possível observar que não ocorre uma variação significativa dos dados ao longo do período, mostrando coerência dos resultados obtidos. Com isso foi calculada a média dos valores de QO₂ (QO₂ = 2,16 mgO₂.(gcel.min)⁻¹), o desvio padrão (0,29) e o intervalo de confiança da média (QO₂ = 2,16 ± 0,12 mgO₂.(L.min)⁻¹), com nível de significância de 95%.

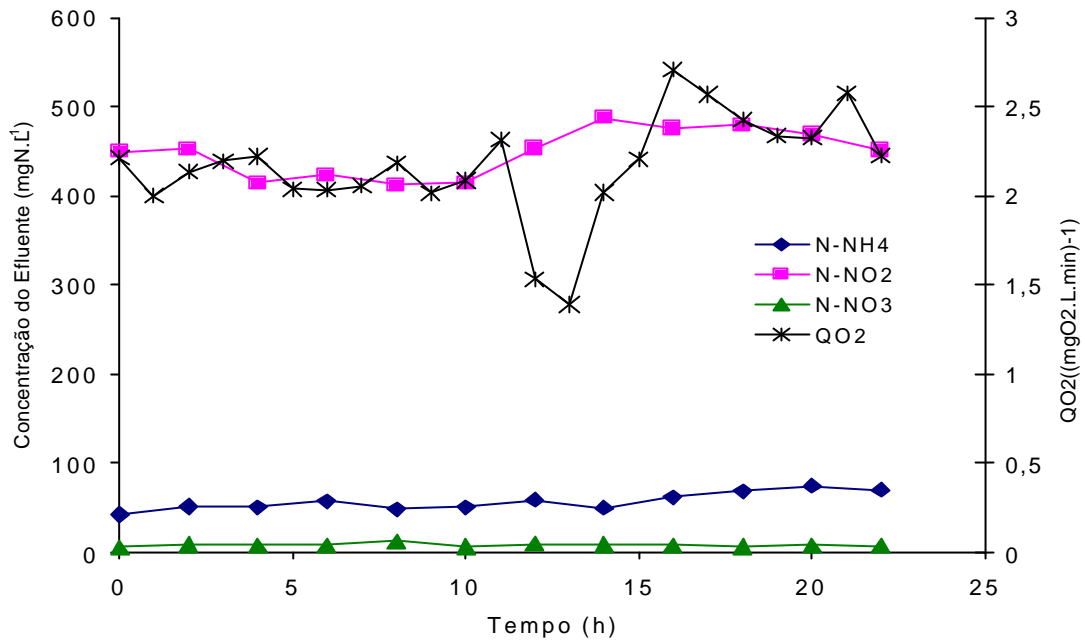


Figura 5.14: Concentrações de amônio, nitrito, nitrato e QO₂, para o acompanhamento de 24 horas, na primeira etapa, reator I (dia 221).

A fim de comparar os dados teóricos com os experimentais obtidos através do acompanhamento realizado no dia 221, efetuou-se o cálculo da massa de oxigênio teórica, necessária para oxidação do amônio a nitrito, e da massa de oxigênio utilizada para oxidação durante o período de acompanhamento do reator.

A partir da equação proposta por Henze *et al.* (1997), para a primeira etapa da nitrificação (geração de nitrito), pode-se calcular a quantidade de O₂ necessária para o processo (cálculo apresentado no item 3.3.1), ou seja:

$$\frac{114,55 \text{ mol O}_2 (32 \text{ g O}_2 / \text{mol})}{80,7 \text{ mol NH}_4 (14 \text{ g N} / \text{mol})} = 3,24 \text{ g O}_2 / \text{g N}$$

Para se obter a massa de N-NH₄ consumida durante as 23 horas de processo, considerou-se o reator com volume variável (“fed batch”), sendo a equação de balanço material para o substrato amônio apresentada a seguir.

Balanço para o Amônio:

$$\frac{d[N - NH_4]V}{dt} = F_0 [N - NH_4]_0 - F [N - NH_4] - m_{N-NH_4} \cdot X \cdot V$$

onde:

F_0 = vazão de alimentação do afluente (meio)

$$[N - NH_4] \frac{dV}{dt} + V \frac{d[N - NH_4]}{dt} = F_0 [N - NH_4]_0 - F [N - NH_4] - m_{N-NH_4} \cdot X \cdot V$$

$$V \frac{d[N - NH_4]}{dt} = F_0 [N - NH_4]_0 - \frac{dV}{dt} [N - NH_4] - F [N - NH_4] - m_{N-NH_4} \cdot X \cdot V$$

$$\frac{d[N - NH_4]}{dt} = \frac{F_0}{V} [N - NH_4]_0 - \left(\frac{1}{V} \frac{dV}{dt} \right) [N - NH_4] - \frac{F}{V} [N - NH_4] - m_{N-NH_4} \cdot X$$

Para um reator descontínuo alimentado com vazão constante:

$$\frac{F}{V} = 0 \quad \text{e} \quad \frac{dV}{dt} = F_0$$

$$\frac{d[N - NH_4]}{dt} = \frac{F_0}{V} [N - NH_4]_0 - \frac{F_0}{V} [N - NH_4] - m_{N-NH_4} \cdot X$$

Desprezando-se a conversão de amônio a células:

$$m_{N-NH_4} \cdot X = r_{N-NH_4.NO_2}$$

$$\frac{d[N - NH_4]}{dt} = \frac{F_0}{V} ([N - NH_4]_0 - [N - NH_4]) - r_{N-NH_4.NO_2} \quad (5.7)$$

na qual:

F_0 = vazão de alimentação ($\text{mL} \cdot \text{h}^{-1}$).

V = volume do reator (mL).

$[N - NH_4]$ = concentração de N-NH₄ no reator ($\text{mgN-NH}_4 \cdot \text{L}^{-1}$) no instante t.

$[N - NH_4]_0$ = concentração de N-NH₄ no afluente ou na alimentação ($\text{mgN-NH}_4 \cdot \text{L}^{-1}$).

$r_{N-NH_4.NO_2}$ = velocidade de conversão do amônio a nitrito ($\text{mgN} \cdot (\text{L} \cdot \text{d})^{-1}$).

Através dos dados obtidos no acompanhamento do reator durante as 23 horas (Figura 5.14) pode-se considerar, estado estacionário para as várias grandezas, ou seja, pode-se considerar que:

$$\frac{d[N - NH_4]}{dt} = 0$$

Portanto, fica-se com:

$$F_0([N - NH_4]_0 - [N - NH_4]) = r_{N-NH_4.NO_2} * V \quad (5.8)$$

Considerando:

Concentração do meio de alimentação = 486 mg N-NH₄.L⁻¹

Volume alimentado durante as 23 horas = 910 mL (F₀ = 39,6.10⁻³ L.h⁻¹)

Concentração de N-NH₄ presente no reator = 57,3 mgN-NH₄.L⁻¹ (valor médio)

Tem-se:

$$r_{N - NH_4.NO_2} * V = 17 \text{ mgN/h} = 408 \text{ mg/d}$$

Ou, ainda:

$$m_{NH_4.NO_2} = r_{N-NH_4.NO_2} * V \quad (5.9)$$

onde:

$m_{NH_4.NO_2}$ = massa de amônio oxidada a nitrito no período de 23h (mgN-NH₄)

Utilizando o fator estequiométrico proposto por Henze *et al.* (1997):

$$3,24 \text{ mgO}_2 / \text{mgN} - \text{NH}_4 * 391 \text{ mgN} - \text{NH}_4 = 1,27 \text{ gO}_2$$

Então, 1,27 gO₂.d⁻¹, é a massa de oxigênio teórica necessária para oxidar o amônio inserido no reator pelo período de 23 horas.

Utilizando-se agora os dados experimentais, foi possível calcular a massa de oxigênio efetivamente utilizada para oxidação do amônio a nitrito, consumida ao longo das 23 horas de operação do reator.

Para o cálculo da massa de oxigênio consumida durante a fase aeróbia, aplicou-se a equação 5.10, utilizando os valores experimentais de QO_2X apresentados na Tabela 5.3.

$$m_{O_2} = QO_2X * V * t \quad (5.10)$$

onde:

m_{O_2} = massa de oxigênio consumida nos períodos aeróbios (18 minutos), (vide item 5.1.4.1, a seguir).

QO_2X = velocidade de respiração celular ($mgO_2.L^{-1}.min^{-1}$)

V = volume do reator (L)

t = tempo do período aeróbio = 18 min

Considerou-se de 42 minutos o tempo com concentração de oxigênio dissolvido inferior a $0,1 mgO_2.L^{-1}$, em cada ciclo. Desta maneira para o cálculo da massa de oxigênio utilizada durante a fase anaeróbia utilizou-se a equação 4.7, que descreve o balanço de oxigênio no meio líquido levando em conta a transferência de oxigênio da fase gasosa para a fase líquida. Considerando-se a variação da concentração de oxigênio dissolvido no líquido nula ($dc/dt = 0$) e tendo-se o valor experimental de K_La sem aeração (item 4.4.2), obteve-se os valores experimentais de QO_2X através da equação 5.11. Para os cálculos considerou-se $C_s = 6,95 mgO_2.L^{-1}$ e $T = 35 ^\circ C$. Em termos de concentração de oxigênio dissolvido residual durante o período sem aeração considerou-se $C = 0,1 mgO_2.L^{-1}$. Na verdade, o valor constante observado era freqüentemente menor que $0,1 mgO_2.L^{-1}$, conforme pode ser verificado no Anexo C. Deve-se lembrar que o valor de K_La era função do volume, conforme mostrado na Figura 4.2.

$$QO_2X = K_{La} (C_s - C) \quad (5.11)$$

Com os dados calculados de QO_2X , utilizou-se a equação 5.10 e obteve-se a massa de oxigênio utilizada durante a fase anaeróbia, uma vez que mesmo o microrganismo estando em limitação de oxigênio, existe uma transferência do ar para o meio, o que certamente é consumido, já que o residual de oxigênio medido mantém-se constante ao longo do período sem aeração.

A Tabela 5.4 apresenta a massa total de oxigênio consumida ao longo das 23 horas de acompanhamento do reator, considerando o total de oxigênio consumido na fase aeróbia e anaeróbia.

Tabela 5.4. Massa total de oxigênio consumida ao longo das 23 horas de operação do reator I, primeira fase, a partir dos dados experimentais de respiração celular.

Tempo (h)	Fase aeróbia		Fase anaeróbia	
	QO ₂ X mgO ₂ .L ⁻¹ .min ⁻¹	O ₂ Consumido (mg)	QO ₂ X mgO ₂ .L ⁻¹ .min ⁻¹	O ₂ Consumido (mg)
0	2,036	37,38	0,273	11,68
1	1,800	33,70	0,263	11,50
2	1,835	36,01	0,241	11,02
3	1,843	37,32	0,226	10,68
4	1,800	37,58	0,212	10,32
5	1,590	34,34	0,196	9,90
6	1,545	34,49	0,182	9,47
7	1,499	34,55	0,168	9,04
8	1,550	36,83	0,156	8,62
9	1,390	34,02	0,144	8,21
10	1,400	35,14	0,134	7,85
11	1,530	39,38	0,125	7,51
12	0,996	25,72	0,124	7,47
13	0,877	23,36	0,114	7,06
14	1,233	33,95	0,103	6,64
15	1,300	36,98	0,094	6,27
16	1,542	45,53	0,086	5,91
17	1,440	43,54	0,081	5,72
18	1,311	40,83	0,076	5,55
19	1,240	39,50	0,074	5,48
20	1,210	39,53	0,072	5,46
21	1,287	43,09	0,071	5,53
22	1,091	37,52	0,071	5,71
Total		840,27		182,59

A partir dos dados experimentais do total de oxigênio consumido durante as 23 horas (período aeróbio e anaeróbio), chegou-se a uma massa de 1,02 gO₂ consumida ao longo do processo, valor 81% do total de oxigênio teórico necessário para a oxidação da massa de nitrogênio introduzida no reator.

O valor obtido aproxima-se do teórico, ao se admitir a estequiometria proposta por Henze *et al.* (1997). Deve-se também observar que, nos períodos sem aeração, ocorre uma drástica redução do valor de QO₂ das células, o que justificaria a possibilidade da ocorrência de eliminação de nitrogênio por processos em que essa limitação deve ser realizada como, exemplo, no processo OLAND (KUI & VESTRAETE, 1998).

5.1.4.1 Avaliação da atividade respirométrica durante períodos aeróbios e anaeróbios

Ao longo dos experimentos realizados na primeira etapa do Reator I, determinou-se a velocidade específica de respiração celular em diferentes momentos de um ciclo do reator que incluía os períodos aerados e sem aeração. Este tipo de determinação teve por objetivo verificar a retomada da respiração celular das bactérias nitrificantes diante da situação de limitação de oxigênio a qual estava exposta.

A Tabela 5.5 apresenta um exemplo desta determinação realizada no dia 110, Fase D. Os dados completos para obtenção dos valores de QO₂ encontram-se no Anexo C (Tabelas C.11 a C.14).

Tabela 5.5: Determinação da velocidade de respiração celular em diferentes momentos, para o dia 110 do Reator I, primeira etapa, Fase D.

Determinação	QO ₂ (mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹)	Observação
1	1,225	Ao final dos 15 minutos de aeração.
2	1,546	Após 2 minutos de aeração esta foi interrompida e os dados obtidos. A seguir a aeração foi retomada e o processo realizado normalmente.
3	1,638	Ao final dos 15 minutos de aeração.
4	1,467	Após 30 minutos em anaerobiose, forçou-se a aeração por 1 minuto para obtenção de QO ₂ X

Através dos dados apresentados na Tabela 5.5 é possível perceber que não houve diferença expressiva entre os valores da velocidade específica de respirações nas diferentes situações a que as bactérias foram expostas, mostrando efetivamente que a limitação de

oxigênio não foi prejudicial as BOA. Os dados comprovam que as bactérias oxidadoras de amônio retomam os valores elevados de QO_2 em intervalos de tempo muito pequenos, o que permite assumi-los como constantes nos períodos aerados.

Determinação de parâmetros cinéticos ligados à respiração microbiana

Através da técnica de respirometria apresentada no item 4.4.1, obteve-se o valor de QO_2X , plotando-se a concentração de oxigênio dissolvido contra o tempo. Com o valor da concentração celular, determinada previamente, calculava-se QO_2 (vide Figura 5.12).

Conforme descrito no item 4.4.4, plotou-se o valor de QO_2 em função da concentração de oxigênio dissolvido no meio líquido, segundo o proposto pela equação 4.13, obtendo-se assim os parâmetros cinéticos, definidos pelo modelo de Monod. A Figura 5.15 ilustra um exemplo desta determinação, referente ao dia 70, bem como o ajuste da curva para a determinação dos parâmetros de velocidade específica de respiração máxima (QO_{2max}) e a constante de saturação para o oxigênio (K_o dado em $mgO_2.L^{-1}$).

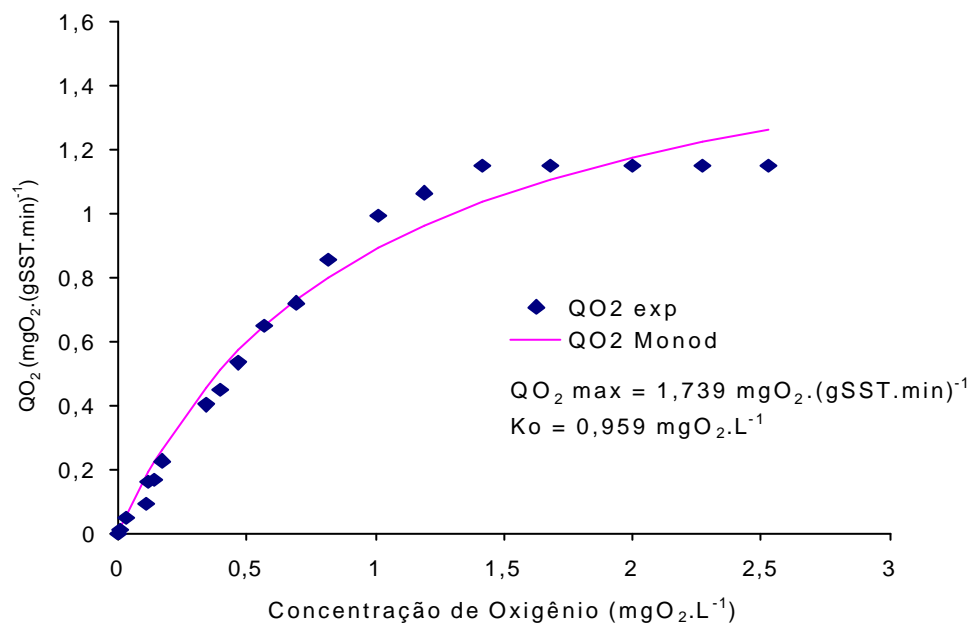


Figura 5.15. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido no meio, ajustado segundo proposto pelo modelo de Monod, dia 70, primeira etapa, Reator I.

A Tabela 5.6 apresenta os parâmetros cinéticos determinados experimentalmente, aplicando-se a equação proposta por Monod, referente às determinações realizadas ao longo do período de operação do reator I, as determinações apresentadas na Tabela 5.6 foram realizadas com o valor de pH em torno de 7,5. Os dados da velocidade específica de respiração celular em função da concentração de oxigênio dissolvido para determinação dos parâmetros cinéticos encontram-se no Anexo D.

Tabela 5.6. Parâmetros cinéticos determinados experimentalmente para a primeira etapa do reator I.

Dia	QO_{2max} (mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹)	K₀ (mgO ₂ .L ⁻¹)	r²
56 ^a	1,870	1,026	0,98
59 ^b	1,951	0,670	0,990
64 ^b	2,034	0,847	0,98
70 ^b	1,739	0,959	0,990
84 ^b	1,326	0,313	0,996
110 ^b	1,716	0,412	0,94
148 ^b	1,564	0,474	0,990
158 ^b	2,309	0,931	0,990
Médias	1,81	0,7	

a: fase C; b: fase D

Pode-se concluir que não ocorre uma clara tendência na variação dos parâmetros QO_{2max} e K₀ ao longo do tempo de cultivo.

Conforme mostra a Figura 5.16, ocorre uma flutuação de valores, podendo-se assumir como valores médios QO_{2max} = 1,81 mgO₂.(gSST.min)⁻¹ e K₀ = 0,7 mgO₂.L⁻¹.

Em comparação ao valor citado por Wiesmann (1994), de 0,3 mgO₂/L, o valor médio encontrado de K₀ é relativamente elevado, pois ele representa a concentração de substrato (oxigênio) para que se atinja a metade da velocidade específica máxima. Normalmente, para células isoladas imagina-se a concentração crítica (concentração para que se esteja muito próximo à velocidade específica máxima) valores abaixo de 10 % da saturação, ou seja, valores abaixo de 0,7 mgO₂/L (SCHMIDELL, 2001).

No entanto, para células crescendo aglomeradas, esta concentração crítica pode ir a valores bem mais elevados (30 a 40 % da saturação). Desta forma, a exemplo de outras recomendações encontradas na literatura, sugere-se trabalhar com concentração de oxigênio dissolvido da ordem de 2 a 3 mgO₂.L⁻¹, o que permitiria imaginar, com os parâmetros agora determinados, chegar-se a valores da ordem de 80 % do valor de QO_{2max}.

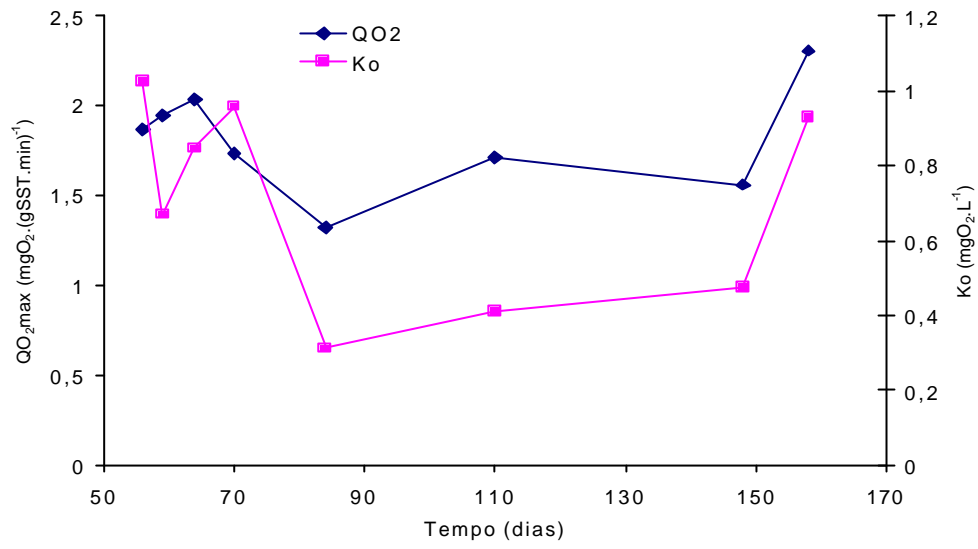


Figura 5.16. Valores de QO_{2max} e K_o ao longo do tempo, para o Reator I, na primeira etapa.

Dados Experimentais da segunda etapa para o Reator I

Resultados obtidos com limitação de oxigênio

A partida para obtenção dos dados no sentido de geração de nitrito e posterior desnitrificação, foi dada conforme citado no item 4.2.2, colocando-se 1 L de suspensão de células (item 4.1) e completando-se o volume para 2 L em 23 horas, utilizando uma bomba peristáltica, com vazão de aproximadamente 45 mL.h^{-1} .

Imediatamente o reator passou a ser operado em sistema SBR, sem efetuar lavagem das células como na etapa anterior, alimentando-se 1 L de meio por dia (TRH = 2 dias), após período de sedimentação das células e retirada de 1 L do sobrenadante. A concentração do meio de alimentação era de aproximadamente $500 \text{ mgN-NH}_4.\text{L}^{-1}$ e a carga aplicada no reator de $250 \text{ mgN-NH}_4.\text{L}^{-1}.\text{d}^{-1}$.

A Figura 5.17 mostra a variação da concentração celular em função do tempo, para as quatro primeiras fases do reator, observando-se que nas fases B, C e D trabalhou-se com a limitação de oxigênio, a fim de promover a estabilidade do reator na geração de nitrito:

Fase A: reator operado com aeração contínua.

Fase B: Reator operando 30 minutos aerando e 30 minutos sem aeração.

Fase C: Reator operando 15 minutos aerando e 45 minutos sem aeração.

Fase D: Reator operando 15 minutos aerando e 1 hora sem aeração.

Em todas as fases citadas acima o reator operou com alimentação intermitente, 15 minutos alimentando e 15 minutos sem alimentação.

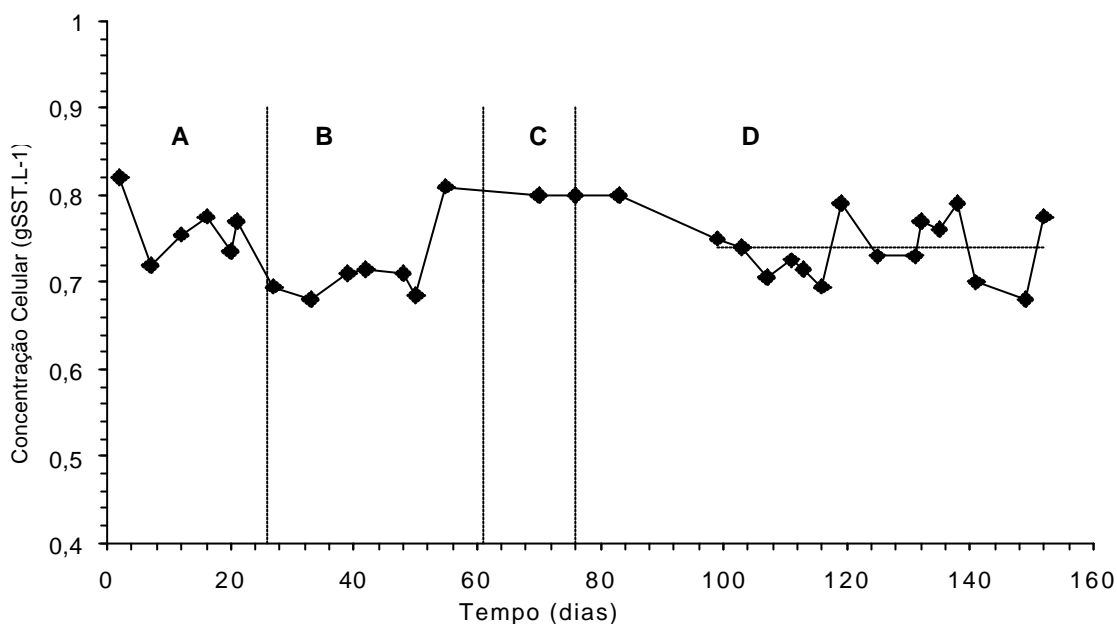


Figura 5.17: Concentração celular em função do tempo, para as quatro primeiras fase do reator I, na segunda etapa, após partida do reator em SBR.

A Figura 5.17 mostra uma dispersão acentuada dos dados de concentração celular o que desfavoreceu o eventual ajuste de equações para os vários períodos. Conforme mostrado nos dados obtidos na primeira fase, aqui novamente a dificuldade em homogeneizar o conteúdo do reator para a coleta das amostras deve ter contribuído para valores tão dispersos. Apesar desta dispersão, foi possível definir o período do dia 100 ao dia 155 como um período de estado estacionário, no qual a concentração celular média foi de 0,74 gSST.L⁻¹. Os dados das concentrações celulares para as etapas A, B, C e D encontram-se no Anexo B.16, B.17, B.17 e B.18, respectivamente.

A Figura 5.18 mostra os dados da concentração de amônio, nitrato e nitrito (vide dados no Anexo B.19, B.20, B.21 e B.22) encontrados ao longo das etapas A e D.

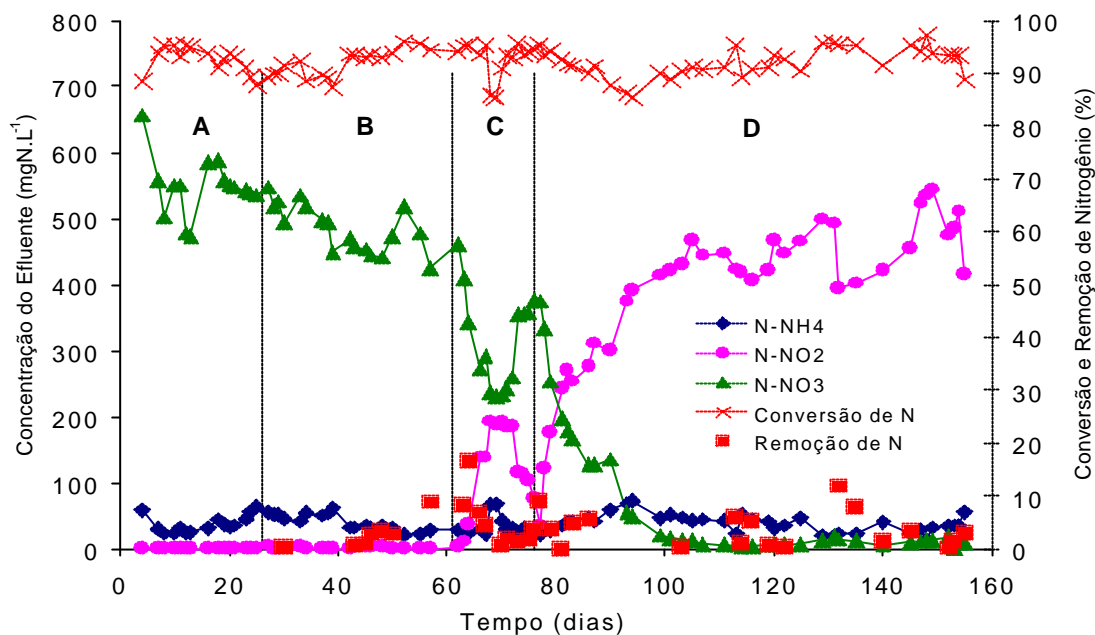


Figura 5.18: Concentrações de amônio, nitrato e nitrito para as quatro primeiras fases do reator I, na segunda etapa, após a partida do reator em SBR.

Observando-se a Figura 5.18 verifica-se a plena nitrificação nas etapas A e B, pois tanto a aeração contínua quanto a limitação por 30 minutos não causaram inibição significativa nas bactérias oxidadoras de nitrito, favorecendo o aparecimento de altas concentrações de nitrato.

A fase C mostra uma clara tendência de queda na concentração de nitrato e conseqüente aumento da concentração de nitrito, mas logo esta situação se mostrou instável obrigando a um aumento na limitação de oxigênio (Fase D). As condições de limitação de oxigênio impostas nesta fase C, foram as mesma aplicadas na primeira etapa deste Reator I, obtendo-se sucesso na geração de nitrito por um longo intervalo de tempo. Nesta segunda etapa ocorreu a necessidade de uma maior limitação, o que deve ter sido devido a uma série de fatores, tais como: a não execução da lavagem, o uso de um inóculo que estava operando há mais tempo em nitrificação completa e, talvez, os flocos formados tivessem mais células BON e BOA e portanto, mais consolidadas com a operação.

Com a limitação de oxigênio para 1 hora e 15 minutos aerando o reator passou a apresentar um imediato aumento na concentração de nitrito, apresentando uma eliminação de nitrogênio inferior a 10%, sendo a conversão superior a 90%. Estes dados são similares aos encontrados anteriormente (item 5.1), para a primeira fase do reator I, na qual chegou-se a um reator gerador de nitrito, com baixa eliminação de nitrogênio.

Conforme se observa na Figura 5.18, pode-se considerar estado estacionário do dia 100 aos 155, no qual se obteve valores médios de 35,7 mgN-NH₄.L⁻¹, 457 mgN-NO₂.L⁻¹ e 9,85 mgN-NO₃.L⁻¹ (vide Anexo B.25).

Da mesma forma que na primeira etapa o reator estava sendo operado com uma carga média de 246 mgN-NH₄.(L.d)⁻¹, obtendo nessa situação condições muito estáveis. Assim, é possível o cálculo da velocidade específica de conversão do amônio, da mesma forma que apresentado no item 5.1.3.

Utilizando-se da equação 5.2 para o cálculo da velocidade específica de consumo de substrato, e considerando:

$$[N-NH_4] = 35,7 \text{ mgN-NH}_4.L^{-1}$$

$$[N-NH_4]_0 = 493 \text{ mgN-NH}_4.L^{-1}$$

$$X = 0,74 \text{ gSST}.L^{-1}$$

$$\text{Conforme proposto anteriormente: } D = 0,5 \text{ d}^{-1}$$

Obtém-se:

$$m_{N-NH_4} = \frac{321 \text{ mgN-NH}_4}{\text{gSST}.d}$$

Através da equação 5.4 calculou-se a velocidade específica de formação do produto, e considerando:

$$[N-NO_2] = 457 \text{ mgN-NO}_2.L^{-1}$$

$$X = 0,74 \text{ gSST}.L^{-1}$$

$$D = 0,52 \text{ d}^{-1}$$

Obtém-se:

$$m_{N-NO_2} = \frac{321 \text{ mgN-NO}_2}{\text{gSST}.d}$$

Para o cálculo da velocidade de conversão do substrato em células (μ), utilizou-se a equação 5.6, uma vez que as condições e considerações estabelecidas para o reator I, foram as mesmas da primeira etapa, ou seja, $\mu = 0,051 \text{ h}^{-1}$.

Para o cálculo do fator de conversão do substrato em células (Y_{X/NH_4}), têm-se:

$$y_{X/NH_4} = \frac{m}{m_{\max}} = 0,16 \text{ gSST} / \text{gN-NH}_4$$

O valor de 0,16 gSST/gN-NH₄ encontrado para o fator de conversão do substrato em células é próximo ao encontrado na primeira etapa do reator I (0,12 gSST/gN-NH₄), e também muito próximos aos dados apresentados por Wiesmann (1994), conforme citado anteriormente.

Os valores das velocidades específicas de consumo de substrato e de formação de produto encontrados são inferiores aos calculados na primeira etapa do reator. Cabe lembrar que nesta segunda etapa o reator não sofreu o processo de lavagem aplicado anteriormente que permitiu uma melhor seleção das bactérias oxidadoras de amônio. Neste caso, a concentração celular calculada refere-se não só as oxidadoras de amônio, mas também a outras bactérias presentes no reator, bem como a algum material inorgânico presente, pois o cálculo é feito em cima de sólidos suspensos totais.

Ao final da presente fase do Reator I, foi tomada uma amostra a fim de identificar as células presentes pelo método de FISH, descrito no item 4.5. Outras amostras foram retiradas do reator ao longo das várias fases de operação, mas somente este dado foi recuperado até o presente momento.

A Tabela 5.7 apresenta o resultado obtido com FISH para a amostra referente ao dia 119 de operação do Reator I.

Tabela 5.7. Dados de FISH obtidos para o dia 119 de operação do Reator I.

Bactérias	(n° .mL⁻¹)
Nitrospira	< 10 ³
Nitrobacter	< 10 ³
Nitrosomonas	2,7.10 ⁷
Eubactérias	5,7.10 ⁷

Os resultados das amostras onde o valor apresentado é < 10³ significam que não foram detectadas células com a sonda empregada, devido a ser este o limite de detecção do método. Portanto, o fato de determinadas bactérias não terem sido identificadas por FISH, não significa que estejam ausentes, mas que a concentração é inferior a 1000 células. mL⁻¹.

Através dos resultados obtidos através do método foi possível avaliar que, para um total de células de 1,0.10⁸ (ativas e não ativas), 57 % estão ativas (Eubactérias). Destes 57% de bactérias ativas, 47% são *Nitrosomonas*. Esta expressiva concentração de *Nitrosomonas* frente as bactérias oxidadoras de nitrito mostram a eficiência das condições aplicadas ao processo, com a finalidade de enriquecer o reator em oxidadoras de amônio, mesmo sem a aplicação inicial do processo de lavagem.

Tendo em vista os resultados obtidos através do FISH, calculou-se um novo valor de velocidade específica de consumo de substrato, contando com dados de concentração celular para as bactérias oxidadoras de amônio mais próximo do real. As demais considerações para o respectivo cálculo foram as mesmas do mostrado anteriormente.

Considerando-se 80 % de sólidos suspensos voláteis, conforme apresentado no item 4.3.5, chegou-se a uma concentração celular de 0,54 gSSV.L⁻¹ presente no reator em estado estacionário. Através dos dados da Tabela 5.7, chegou-se a uma concentração de 0,16 g*Nitrosomonas*.L⁻¹ que foi utilizado no cálculo de velocidade. Desta maneira chegou-se a seguinte velocidade específica de conversão de substrato:

$$m_{N-NH_4}(real) = \frac{1,50 gN - NH_4}{gNitrosomonas.d}$$

O valor calculado embora ainda inferior ao citado por Wiesmann (1994), de 5,24 N-NH₄.(gSST.d)⁻¹, como valor da velocidade específica máxima de consumo de amônio, é cerca de 5 vezes o valor encontrado anteriormente. Este fato pode ser explicado tendo em vista que o cultivo está sendo conduzido com uma concentração residual de amônio relativamente baixa e na presença de elevadas concentrações de nitrito. Também a possibilidade de valores baixos de pH, devido à falta de controle, poderia corresponder a concentrações significativas de ácido nitroso.

Resultados obtidos com a adição de acetato no meio de alimentação.

Visto que a eliminação de nitrogênio via nitrito economiza até 40% da fonte externa de carbono exigida, quando comparado com a desnitrificação usando nitrato como aceptor de elétrons (KEMPEN & MULDER, 1997) iniciou-se as novas fases do reator I nas quais foi adicionado acetato como fonte de carbono orgânico, a fim de ativar a ação das bactérias heterotróficas e provocar, então, a desnitrificação via nitrito, sob condições de limitação de oxigênio.

A quantidade de acetato a ser colocado no meio sintético de alimentação foi definida segundo a estequiometria apresentada no item 4.2.3.

A adição do material orgânico deu-se em três fases distintas, sendo variável a quantidade de acetato adicionada no meio, mantendo constante a limitação de oxigênio em 1 hora sem aeração (concentração inferior a $0,1 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$) e 15 minutos aerando, ou seja:

Fase E: adição de 25% da quantidade estequiométrica de acetato.

Fase F: adição de 50% da quantidade estequiométrica de acetato.

Fase G: adição da quantidade estequiométrica de acetato no meio de alimentação.

A Figura 5.19 mostra a variação da concentração celular ao longo das fases nas quais foi adicionado acetato de sódio como fonte de carbono orgânico (E, F e G) (Anexos B.23, B.24 e B.25). Nota-se uma maior dispersão dos valores nas duas primeiras etapas e um crescimento acentuado na fase G, o que ocorreu devido ao crescimento das bactérias heterotróficas responsáveis pela desnitrificação mais pronunciada na fase G. Observou-se um valor médio para as fases E e F de $0,76 \text{ gSST} \cdot \text{L}^{-1}$, chegando-se a um valor médio de $1,74 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$ ao final da fase G.

A Figura 5.20 mostra as concentrações de amônio, nitrato e nitrito na saída do reator, bem como a remoção de nitrogênio referente às duas primeiras fases em que se adicionou acetato (fases E e F) (Anexos B.26 e B.27).

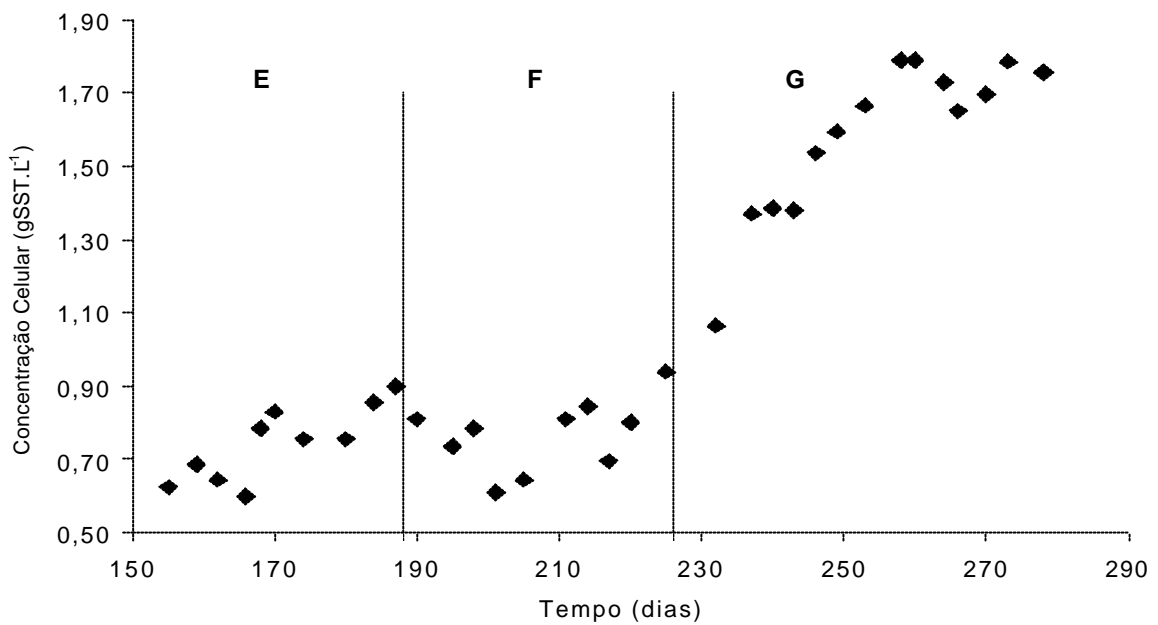


Figura 5.19: Concentração celular em função do tempo, após adição de acetato no meio de alimentação, para as Fases E, F e G.

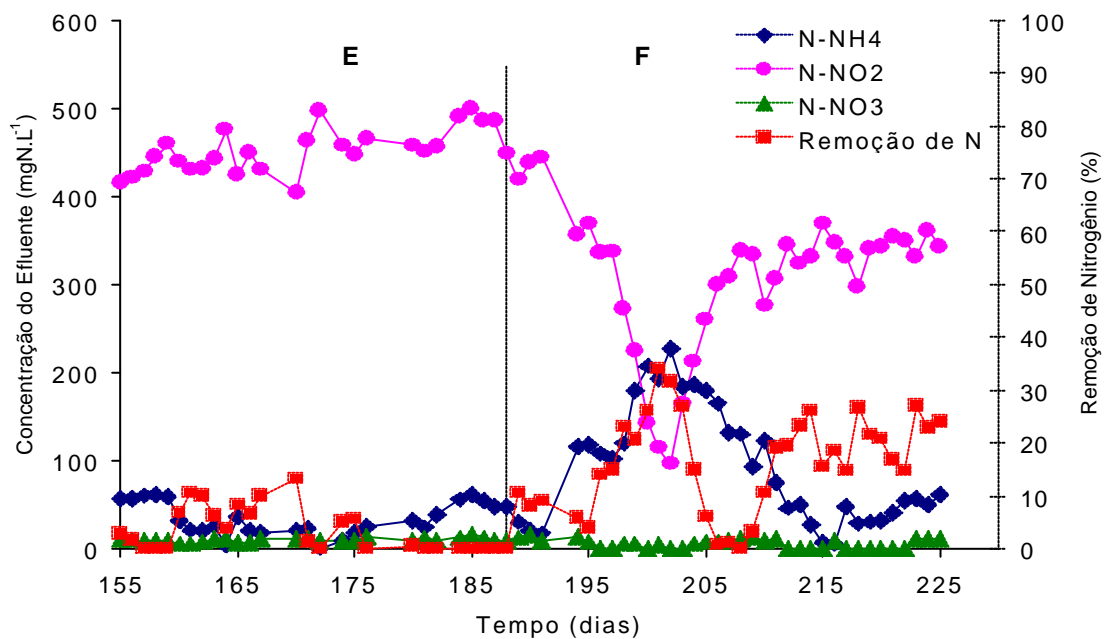


Figura 5.20: Concentrações de amônio, nitrato, nitrito e remoção de nitrogênio, após adição de acetato no meio de alimentação, para as fases E e F.

Conforme mostrado na Figura 5.20 para a Fase E (adição de 25% de acetato), a concentração de nitrito manteve-se na ordem de $450 \text{ mgN-NO}_2.\text{L}^{-1}$, enquanto a concentração de amônio obteve um valor médio de $35 \text{ mgN-NH}_4.\text{L}^{-1}$. Sendo a remoção de

nitrogênio inferior a 10%. Dados similares aos da Fase D, na qual se estava utilizando a mesma limitação de oxigênio desta etapa, porém sem a adição de acetato.

Na fase F, ou seja, adicionando-se 50% da quantidade estequiométrica de acetato, observou-se inicialmente uma pronunciada queda na concentração de nitrito ao lado de uma aumento da concentração de amônio, fato este oriundo do crescimento mais abundante das heterotróficas, resultando em um maior consumo de oxigênio no reator. Como solução deste problema, dobrou-se a vazão de aeração nos períodos em que a aeração era realizada, o que permitiu retornar a concentração de amônio a valores mais baixos. Ao lado deste fato, obteve-se um período de estabilidade, no qual observou-se uma eliminação pouco superior a 20% e uma concentração de nitrito da ordem de $370 \text{ mgN-NO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$.

A Figura 5.21 mostra as concentrações de amônio, nitrito e nitrato na saída do reator e a remoção de nitrogênio para a etapa G (Anexo B.28), na qual foi colocada a quantidade estequiométrica de acetato.

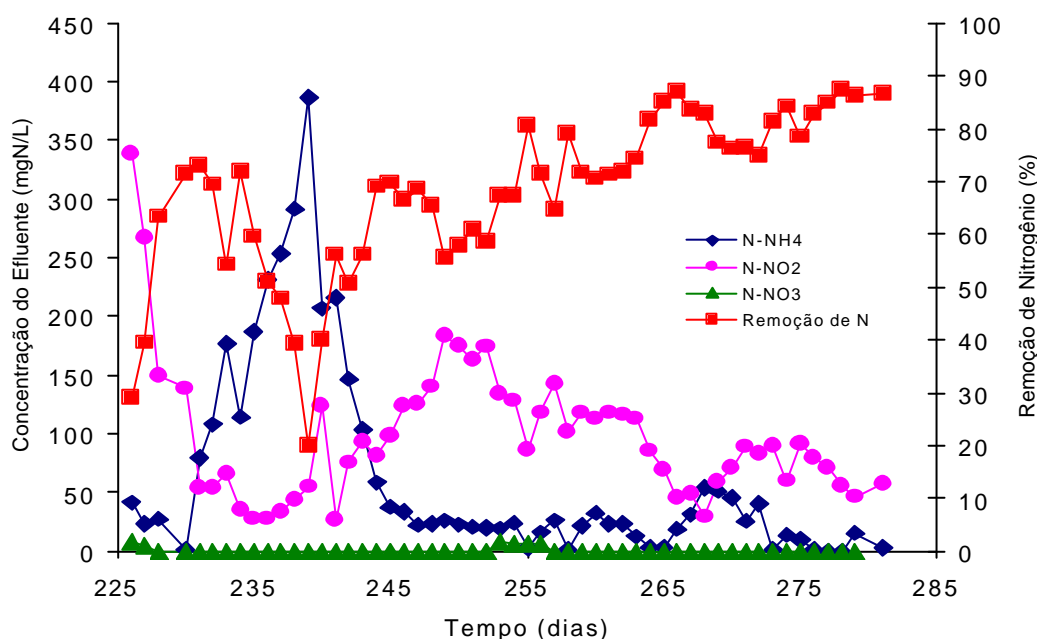


Figura 5.21: Concentrações de amônio, nitrito, nitrato e remoção de nitrogênio para a fase G, reator I, segunda etapa.

A Figura 5.21 mostra um estado transiente nos 20 primeiros dias de operação do reator, novamente com uma redução da concentração de nitrito e aumento de amônio, em virtude de uma maior competição pelo consumo de oxigênio, ocorrendo uma drástica elevação da concentração celular, conforme mostra a Figura 5.19. Outro fator que contribuiu para o desequilíbrio apresentado neste período foi o brusco aumento de pH (variando de 8,2

a 8,4), o que foi solucionado com a redução de 75% da quantidade de bicarbonato requerido estequiometricamente.

Após este período ocorreu a tendência a um estado estacionário, no qual a eliminação de nitrogênio chegou a atingir valores superiores a 80%.

Os dados referentes às diferentes quantidades de acetato adicionadas ao Reator I, sugerem que o fator determinante para um aumento na desnitrificação foi a quantidade de matéria orgânica adicionada ao reator, o que induz a um aumento na quantidade de acetato além da sugerida estequiometricamente para atingir a completa desnitrificação. Possivelmente a colocação de 1,25 a 1,5 vezes a quantidade estequiométrica possa ser suficiente para se atingir o máximo de desnitrificação possível.

A Figura 5.22 mostra a quantidade de acetato de sódio adicionado ao reator I (quantidades expressas em massa de DQO por unidade de volume), ao longo das fases E, F e G (Anexos B.29, B.30 e B.31), bem como a quantidade de acetato remanescente no mesmo.

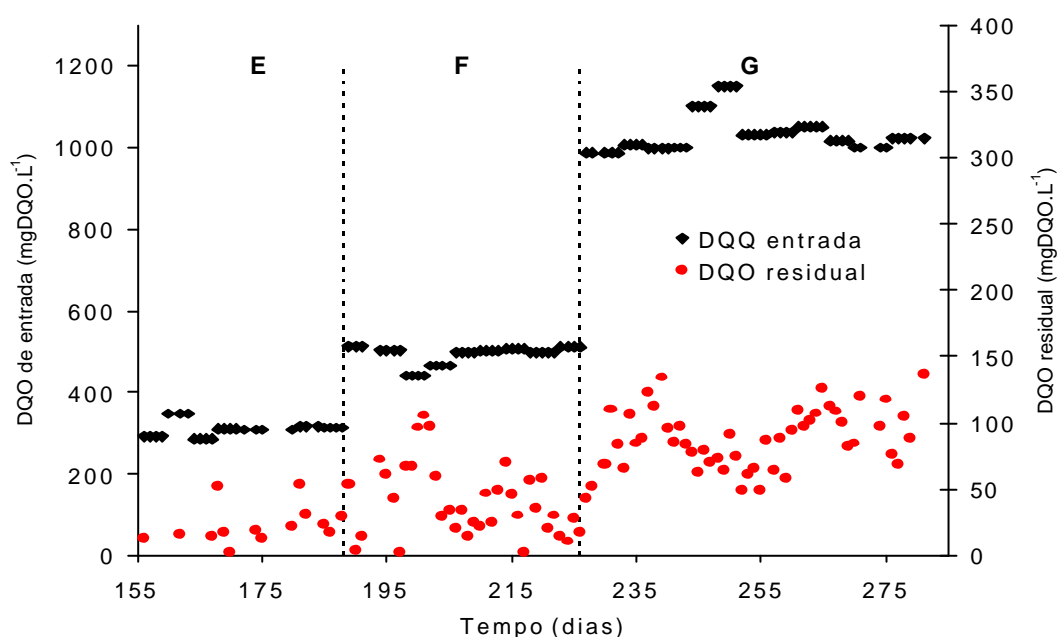


Figura 5.22: Quantidade de DQO adicionada e DQO residual no reator I, segunda etapa, ao longo das fases E, F e G.

Através da Figura 5.22 observa-se que a quantidade de DQO remanescente no reator ao longo das três fases aumentou conforme houve aumento na DQO adicionada, sendo que quando foi adicionado 25% de acetato o residual foi muito baixo e praticamente não houve desnitrificação. A colocação de 50% de acetato fez aumentar o residual, o que também ocorreu para os 100%.

A quantidade de nitrito ainda presente no reator indica que se deve aumentar a quantidade de material orgânico a fim de promover a total desnitrificação.

É necessário lembrar que ocorre uma fase aeróbia na qual a matéria orgânica deveria ser utilizada para o crescimento, sem o consumo de nitrito. Através da Figura 5.19 nota-se o expressivo crescimento celular na Fase G, o que deve ter sido causado pelo aumento populacional das bactérias heterotróficas, sendo que a partir do dia 260 a concentração celular no reator ficou praticamente constante, como descrito anteriormente, certamente pela falta de material orgânico disponível para o crescimento celular.

A DQO remanescente nas várias etapas com eliminação de nitrogênio, pode ser devido em grande parte ao acúmulo de outros compostos orgânicos, em virtude da metabolização do acetato. Desta forma, esta DQO não deve estar disponível, razão pela qual não é utilizada para a desnitrificação, pelo menos enquanto houver algum acetato disponível.

A fim de avaliar o desempenho do reator no último período de operação, foi calculada a velocidade de conversão do amônio em nitrito e a velocidade de conversão do nitrito em nitrogênio gasoso, de acordo com o apresentado anteriormente.

Efetuuou-se os cálculos considerando o período de tempo em estado estacionário a partir do dia 270 até o final de operação do reator (dia 281) para as formas nitrogenadas presentes (vide Figura 5.21 e Anexo B.28). Para a concentração celular o período de tempo considerado foi entre os dias 258 e 278 (vide Figura 5.19 e Anexo B.25).

Balanco de massa para o substrato

Para o cálculo da velocidade específica de conversão do substrato utilizou-se a equação 5.2, apresentada na primeira etapa do Reator I.

Considerando:

$$[N-NH_4] = 14,2 \text{ mgN-NH}_4.L^{-1}$$

$$[N-NH_4]_0 = 469 \text{ mgN-NH}_4.L^{-1}$$

$$X = 1,74 \text{ gSST.L}^{-1}$$

$$D = 0,52 \text{ d}^{-1}$$

Têm-se:

$$r_{N-NH_4.NO_2} = \mu_{N-NH_4} * X = 234 \text{ mgN/L.d}$$

Portanto:

$$m_{N-NH_4} = 135 \text{ mgN} - NH_4 / \text{gSST.d}$$

Balço de massa para o nitrito

$$\frac{d[N - NO_2]}{dt} = r_{N-NH_4.NO_2} - D[N - NO_2] - r_{N-NO_2.N_2}$$

Onde:

$r_{N-NO_2.N_2}$ = velocidade de conversão de nitrito em nitrogênio gasoso

Considerando:

$$r_{N-NH_4.NO_2} = 234 \text{ mgN} \cdot (\text{L.d})^{-1}$$

$$[N-NO_2] = 72,1 \text{ mgN} \cdot (\text{L.d})^{-1}$$

$$D = 0,52 \text{ d}^{-1}$$

Têm-se: $r_{N-NO_2.N_2} = 197 \text{ mgN/L.d}$

Portanto: $m_{NO_2.N_2} = 113 \text{ mgN} / \text{gSST.d}$

Balço de DQO

$$\frac{d[DQO]}{dt} = D([DQO]_0 - [DQO]) - m_{DQO} * X$$

Considerando:

$$[DQO]_0 = 1013 \text{ mgDQO.L}^{-1}$$

$$[DQO] = 101 \text{ mgDQO.L}^{-1}$$

Têm-se:

$$m_{DQO} = 273 \text{ mgDQO} / \text{gSST.d}$$

Medida da atividade nitrificante das células através da respirometria, para a segunda etapa do reator I

5.2.3.1 Medida da velocidade específica de respiração sob diferentes condições de operação do reator e pH constante

Para a segunda etapa do reator I, foram realizadas determinações periódicas da velocidade de respiração celular, a fim de avaliar o comportamento das células frente às diferentes situações de limitação de oxigênio e adição de matéria orgânica, sob condições constantes de pH e temperatura. A Tabela 5.8 apresenta os dados de velocidade de respiração e as respectivas concentrações de saída do reator, sendo o valor de pH em torno de 7,5. As tabelas relativas a concentração de oxigênio dissolvido ao longo do tempo, para determinação de QO_2X , para os dias de experimentos apresentados na Tabela 5.8, encontram-se no Anexo C.

Tabela 5.8. Dados de velocidade de respiração e as respectivas concentrações de amônio, nitrito e nitrato na saída do reator I, segunda etapa.

Dia	N-NH₄ mgN.L ⁻¹	N-NO₂ mgN.L ⁻¹	N-NO₃ mgN.L ⁻¹	pH	X gSST.L ⁻¹	QO₂X mgO ₂ .(L.min) ⁻¹	QO₂ mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹
20 ^a	32,15	0,00	550,64	7,68	1,48	1,545	1,044
44 ^b	34,99	2,68	453,27	7,59	1,25	1,858	1,487
57 ^b	28,36	0,00	424,87	7,51	1,44	2,118	1,471
66 ^c	30,29	138,59	271,26	7,20	0,85	1,527	1,796
68 ^c	66,54	192,52	236,78	7,50	1,59	2,911	1,831
113 ^d	22,23	423,24	6,08	7,50	1,14	1,980	1,737
132 ^d	22,71	395,15	14,65	7,50	1,38	2,115	1,533
168 ^e	15,60	294,37	11,19	7,70	1,00	1,157	1,157
180 ^e	31,47	457,74	9,65	7,48	1,26	2,210	1,754
187 ^e	46,88	484,97	9,65	7,47	1,59	2,520	1,585
224 ^f	49,50	361,76	10,91	7,48	1,56	3,459	2,217
271 ^g	25,37	78,24	0,00	7,60	1,70	1,914	1,126

a: fase A; b: fase B; c: fase C; d: fase D; e: fase E; fase F; g: fase G.

Nota-se que os valores de QO_2 desta tabela são semelhantes ao apresentado na Tabela 5.2, inclusive a partir do momento em que estava sendo adicionado acetato ao reator. Isto pode ser um indício de que as bactérias heterotróficas não estão consumido oxigênio conforme o esperado.

Conforme já apontado anteriormente, nesta etapa do Reator I, os dados apresentados na Tabela 5.8 são superiores aos encontrados no momento da tomada da suspensão de células ($QO_2 = 0,60 \text{ mgO}_2 \cdot (\text{gSST} \cdot \text{min})^{-1}$ – dados não apresentados no presente trabalho), sugerindo uma seleção das células no sentido da oxidação do amônio, mesmo sem haver uma “lavagem” das células antes da operação dos reatores em sistema SBR.

A Figura 5.23 mostra variação da velocidade específica de respiração ao longo do tempo de operação do Reator I, na segunda etapa.

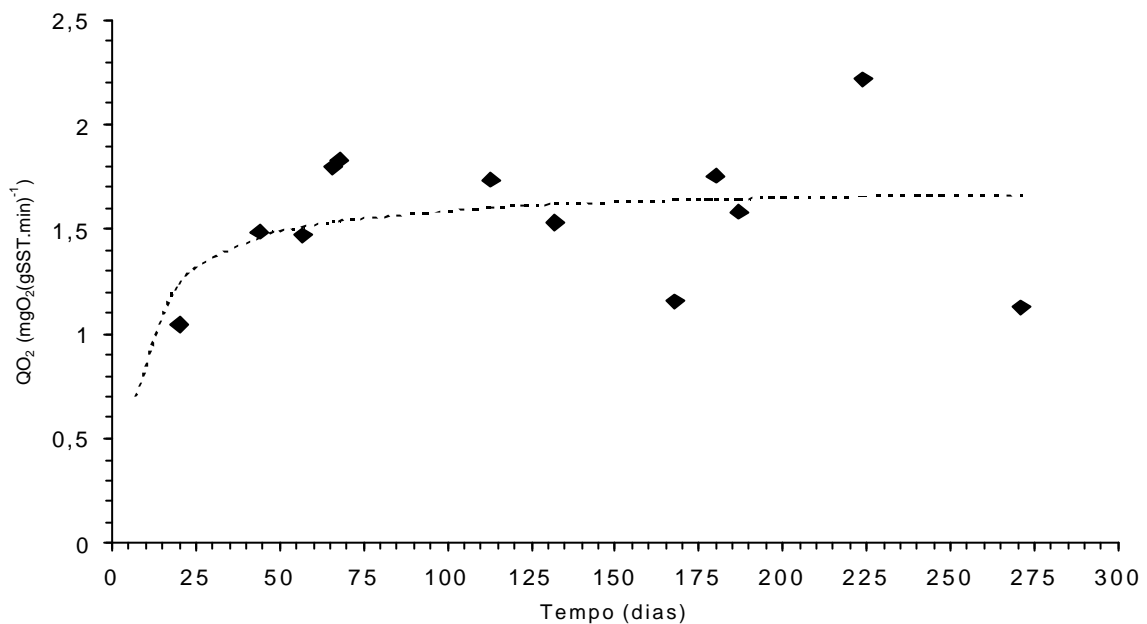


Figura 5.23: Variação da velocidade específica de respiração celular ao longo do tempo, para o Reator I, segunda etapa.

Através da Figura 5.23 foi possível observar um aumento da velocidade específica de respiração até o dia 68, conforme verificou-se na primeira fase, mas, com a redução do residual de amônio em alguns instantes, houve uma interrupção deste aumento até o dia 132.

Os valores de velocidade específica obtidos a partir deste ponto referem-se a períodos com adição de 25% e 50% acetato, nos quais, ocorreu em vários instantes a limitação pelo amônio, bem como pelo oxigênio, conforme relatado anteriormente. Uma vez cessadas estas limitações o QO_2 tendeu a valores mais elevados, mas a adição de 100% de acetato acabou causando elevações freqüentes de pH o que causou um certo descontrole do processo (Figura 5.21), fato este que novamente causou redução no valor de QO_2 .

Desta forma pode-se dizer que após o dia 68 houve uma oscilação em torno de um valor médio, ocasionada pelos fatos citados acima.

Ao final da fase G (adição da quantidade estequiométrica de acetato) com o objetivo de avaliar a velocidade de respiração das células, foi feito acompanhamento do reator pelo período de 24 horas. No entanto, a alimentação do reator que deveria ser efetuada em 23 horas, foi de apenas 19 horas devido a problemas na bomba de alimentação. Sendo assim, a Tabela 5.9 apresenta as determinações da velocidade de respiração pelo período de 18 horas, no dia 271. Também foram realizadas determinações da concentração de amônio, nitrito e nitrato ao longo do período. Não foi feita nenhuma correção no pH do reator ao longo do período do experimento, motivo pelo qual foram observados valores superiores a 7,5.

Tabela 5.9: Dados das análises da concentração de amônio, nitrito, nitrato e velocidade específica de respiração realizadas no reator I, segunda etapa, durante ciclo completo de alimentação no dia 271.

Tempo (h)	N-NH₄ mgN.L ⁻¹	N-NO₂ mgN.L ⁻¹	N-NO₃ MgN.L ⁻¹	pH	X gSST.L ⁻¹	QO₂ mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹
1	40,13	82,76	0,00	7,48	3,37	0,850
2				7,48	3,06	1,039
3	44,86	81,90	0,00	7,60	2,89	1,116
4				7,60	2,74	1,084
5	51,72	56,43	0,00	7,61	2,56	1,197
6				7,70	2,45	1,338
7	30,67	67,22	0,00	7,70	2,32	1,324
8				7,70	2,22	1,083
9	28,77	76,59	0,00	7,80	2,12	1,103
10				7,80	2,05	0,821
11	20,26	81,77	0,00	7,87	1,97	0,958
12				7,75	1,91	0,954
13	18,60	80,04	0,00	7,84	1,84	0,941
14				8,10	1,79	0,717
15	15,52	78,31	0,00	8,18	1,73	0,888
16	2,28	87,81	0,00	8,07	1,7	0,598
17				8,10	1,7	0,140
18	0,86	89,54	0,00	8,54	1,7	0,086

A Figura 5.24 mostra os dados obtidos através do acompanhamento no reator pelo período de 18 horas, os quais não podem ser tomados como constantes, uma vez que as concentrações das formas nitrogenadas tiveram uma grande variação bem como o pH, afetando nitidamente a velocidade de respiração celular. Nota-se a nítida queda do valor de QO₂ com o decréscimo da concentração do amônio, chegando a valores próximos a zero.

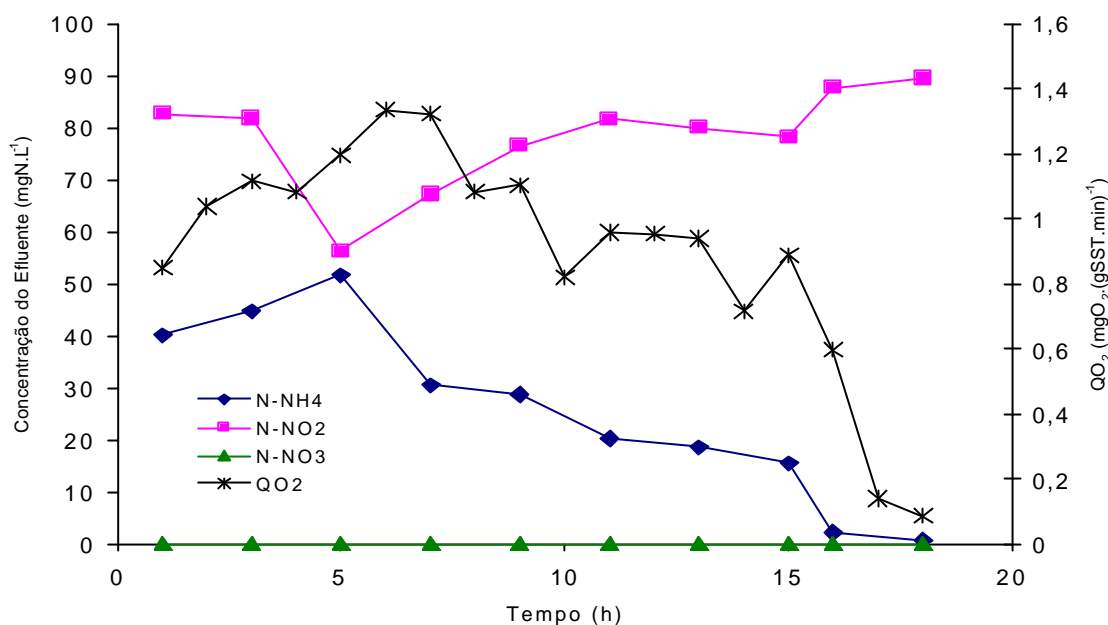


Figura 5.24: Concentrações de amônio, nitrito, nitrato e QO₂, para o acompanhamento de 18 horas, na segunda etapa, Reator I

No dia 271, no qual foi feito o acompanhamento por 18 horas, o reator já estava operando com a adição de 100% de acetato em seu meio de alimentação. Com isso espera-se que o oxigênio consumido pelas bactérias fosse correspondente também a oxidação do acetato e não apenas o consumo para a nitrificação.

No entanto, o cálculo para verificação do oxigênio consumido no período avaliado seguiu a mesma forma descrita na primeira etapa do reator.

A fim de comparar os dados teóricos com os experimentais obtidos, efetuou-se o cálculo da massa de oxigênio teórica, necessária para oxidação do amônio a nitrito, e da massa de oxigênio utilizada para oxidação durante o período de acompanhamento do reator.

Para o cálculo da massa de oxigênio teórica necessária para oxidar o amônio inserido no reator durante o período de acompanhamento foi levado em conta a massa de amônio introduzido no reator e a massa presente no instante inicial, a qual foi consumida ao longo das 18 horas, de acordo com os resultados apresentados.

Considerando:

$$\text{Concentração do meio de alimentação} = 486 \text{ mgN-NH}_4\text{.L}^{-1}$$

$$486 \text{ mgN-NH}_4\text{.L}^{-1} * 1 \text{ L} = 486 \text{ mgN-NH}_4$$

$$\text{Amônio no instante inicial: } 40,1 \text{ mgN-NH}_4\text{.L}^{-1}$$

$$40,1 \text{ mgN-NH}_4\text{.L}^{-1} * 1 \text{ L} = 40,1 \text{ mgN-NH}_4$$

Portanto:

$$m_{NH_4.NO_2} = 526mgN - NH_4$$

Sendo:

$$3,24mgO_2 / mgN - NH_4 * 526mgN - NH_4 = 1,7gO_2$$

Então, 1,7 gO₂, é a massa de oxigênio teórica necessária para oxidar o amônio inserido no reator pelo período de 18 horas.

Para chegar-se a massa de oxigênio consumido, levando em conta os dados experimentais levantados ao longo das 18 horas de acompanhamento, somou-se a massa de oxigênio utilizada durante a fase aeróbia (considerou-se 18 minutos) e fase anaeróbia (considerou-se 57 minutos).

- **Fase aeróbia:** aplicou-se a equação 5.10 utilizando-se os dados experimentais de QO₂X apresentados na Tabela 5.8.
- **Fase anaeróbia:** da mesma forma que apresentado no item 5.1.4 utilizou-se a equação 4.7. Considerando a variação da concentração de oxigênio dissolvido no líquido nula (dC/dt = 0) e tendo-se o valor de K_a (item 4.4.2), obteve-se os valores experimentais de QO₂X através da equação 5.6. Para os cálculos considerou-se C_s = 6,95 mgO₂.L⁻¹ (T = 35°C) e C = 0,1 mgO₂.L⁻¹.

A Tabela 5.10 apresenta a massa total de oxigênio consumida ao longo das duas fases durante as 19 horas de acompanhamento do reator I, segunda fase.

Tabela 5.10. Massa total de oxigênio consumida ao longo das 19 horas de acompanhamento do reator I, segunda fase, a partir dos dados experimentais de respiração celular.

Tempo (h)	Fase aeróbia		Fase anaeróbia	
	QO ₂ X mgO ₂ .L ⁻¹ .min ⁻¹	O ₂ Consumido (mg)	QO ₂ X mgO ₂ .L ⁻¹ .min ⁻¹	O ₂ Consumido (mg)
1	2,865	52,09	0,282	16,24
2	3,180	62,96	0,240	15,08
3	3,226	68,23	0,209	14,02
4	2,970	66,29	0,185	13,07
5	3,064	72,80	0,158	11,90
6	3,277	81,70	0,139	10,98
7	3,072	81,01	0,119	9,92
8	2,404	66,21	0,105	9,16
9	2,339	67,36	0,093	8,47
10	1,683	50,14	0,085	8,05
11	1,888	58,62	0,078	7,68
12	1,823	58,41	0,074	7,55
13	1,732	57,68	0,072	7,60
14	1,284	43,91	0,072	7,82
15	1,537	54,23	0,074	8,29
16	1,017	36,61	0,077	8,73
17	0,238	8,57	0,077	8,73
18	0,147	5,29	0,077	8,73
Total		992,10		182,01

A partir dos dados experimentais das fases aeróbia e anaeróbia, chegou-se a uma massa de 1,17 gO₂ consumida ao longo do processo, valor este que é 69 % em relação ao total de oxigênio teórico (estequiometria proposta por Henze ,1997) necessário para a oxidação do amônio introduzido no reator. Dado similar ao encontrado na primeira fase do reator, no qual o meio de alimentação não continha matéria orgânica e a limitação da aeração era de 45 minutos em 1 hora.

É sabido que o oxigênio pode ser consumido para oxidar o acetato, o que não parece ocorrer, pois a massa de oxigênio utilizada é praticamente igual a etapa anterior, na qual não havia fornecimento de material orgânico, portanto não deveria haver ação das bactérias heterotróficas, particularmente nos períodos aerados. O que poderia ter ocorrido nesta segunda etapa do Reator I seria uma dificuldade de retomada na respiração das bactérias

heterotróficas durante o período aerado, diferentemente do que ocorre com as BOA, conforme demonstrado no item 5.1.4.1.

Com esta dificuldade o consumo de oxigênio pelas bactérias heterotróficas durante a fase aeróbia seria desprezível. Sendo assim o material orgânico introduzido no reator estaria sendo, na maior parte, utilizado no período anaeróbio a fim de promover a desnitrificação.

Uma outra explicação, para o consumo de oxigênio abaixo do esperado, seria que o amônio disponível estaria sendo eliminado nos períodos de anaerobiose em virtude de uma disponibilidade de nitrito, ou seja, poderia estar ocorrendo uma desamonificação estilo ANAMMOX.

Segundo Schmidt *et al.* (2002), *Nitrosomonas* podem oxidar amônio na ausência de oxigênio dissolvido, substituindo o O_2 por NO_2 . Assim, economizam oxigênio para a reação de monoxigenase, que catalisa a oxidação do amônio a hidroxilamina (ZART & BOCK, 1997). Em ausência de oxigênio, ocorre a indução das enzimas de desnitrificação nitrito redutase, levando o nitrito presente no meio a N_2O e N_2 . Considerando que a hidroxilamina foi identificada como um importante intermediário na reação ANAMMOX (van de GRAAF *et al.*, 1996) e que bactérias nitrificantes sempre estiveram presentes nos reatores anaeróbios estudados até o momento, parece bastante razoável que bactérias ANAMMOX e *Nitrosomonas* possam agir em simbiose para efetivar a remoção de nitrogênio em ausência ou limitação de oxigênio.

Estes fatos justificariam a obtenção de um consumo de oxigênio menor do que o esperado para a oxidação do amônio a nitrito.

❖ **Influência da concentração de amônio e DQO na velocidade específica de respiração**

Os dados obtidos na Tabela 5.9 chamaram a atenção para a influência da concentração de substrato no valor de QO_2 . Nota-se que após a 11^a hora, quando as concentrações de amônio caíram a níveis inferiores a $20 \text{ mgN-NH}_4.L^{-1}$ os valores de QO_2 diminuíram drasticamente. A partir desta observação resolveu-se fazer um teste simples, no qual deram-se pulsos de amônio e DQO e mediram-se as respectivas velocidades de respiração.

A Tabela 5.11 apresenta os dados de respiração celular referentes ao momento antes do pulso, no qual o reator estava com baixa concentração de substrato, e após os pulsos de amônio e DQO. Durante os pulsos o pH encontrava-se entre 7,6 e 7,7.

A tomada dos dados de queda da concentração de oxigênio dissolvido em função do tempo, para a determinação de QO_2X , foram feitos após cada ciclo de aeração do reator, a partir de 2 horas de operação do mesmo.

Tabela 5.11: Medida da velocidade de respiração celular no reator I, para a segunda etapa no dia 278, e as respectivas concentrações de amônio e DQO.

Determinação	N-NH ₄ mgN.L ⁻¹	DQO mgO ₂ .L ⁻¹	QO ₂ X mgO ₂ .(L.min) ⁻¹	X gSST.L ⁻¹	QO ₂ mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹
1*	0,55	104,94	2,681	3,52	0,762
2**	70,53	104,94	5,139	3,32	1,548
3***	65,15	473,88	5,784	3,20	1,807

* determinação realizada nas condições apresentadas pelo Reator I no dia 278, após 2 horas de operação.

** pulso de amônio

*** pulso de DQO

Através dos dados apresentados na Tabela 5.11 torna-se evidente a influência da concentração de amônio na velocidade de respiração celular. Quando partiu-se de uma concentração de amônio praticamente nula para 70 mgN.L⁻¹ a velocidade específica de respiração dobrou. Enquanto que para um pulso de DQO, que saiu de 100 e foi para 400 mgDQO.L⁻¹, a velocidade de respiração aumentou muito pouco, isto confirma o que foi citado anteriormente em relação a dificuldade das bactérias heterotróficas em retomarem a respiração após períodos de anaerobiose.

Conforme citado por Schmidell & Reginatto (2005), para cultivos em cultura pura há relatos da necessidade de 2 a 3 horas para que possa iniciar a desnitrificação, caso as células tenham sido cultivadas na presença de oxigênio. Para o caso de lodos de processos biológicos parece que esta limitação não ocorreria, em virtude do crescimento aglomerado das células na forma de flocos. Ao que tudo indica a passagem de uma situação na qual as células contam com um metabolismo tipicamente aeróbio para um anóxico, exigiria certo tempo para que as enzimas necessárias na segunda situação pudessem ser sintetizadas, o que também deve ocorrer em uma situação contrária.

5.2.3.2 Medida da atividade sob diferentes condições de operação do reator com variação de pH

O interesse em explorar a atividade celular frente a variação do pH surgiu desde o começo da segunda etapa do Reator I, quando no dia 44 realizou-se uma medida de QO_2X à pH 6,90, obtendo valor de $1,23 \text{ mgO}_2 \cdot (\text{gSST} \cdot \text{min})^{-1}$ para QO_2 , e após ao acertar o pH para 7,59 obteve-se um valor de $QO_2 = 1,49 \text{ mgO}_2 \cdot (\text{gSST} \cdot \text{min})^{-1}$.

Ao longo do período de operação do reator I, na segunda etapa, a velocidade específica de respiração foi determinada para diferentes valores de pH ao longo das várias fases do reator, que incluíam limitação na aeração e adição de acetato de sódio.

Os dados da velocidade específica de respiração levantados em diferentes valores de pH, servem para mostrar a influência direta do pH sobre o metabolismo das bactérias, já que estas variações ocorrem com frequência em processos de tratamento de resíduos.

A Tabela 5.12 apresenta um conjunto de resultados de respiração referentes ao dia 20, da segunda fase do reator I, no qual foi realizado um acompanhamento de 12 horas no reator, sem que houvesse a interferência nas condições de pH do mesmo. As determinações da velocidade de respiração e as respectivas análises de amônio, nitrito e nitrato foram feitas a cada duas horas.

O objetivo do citado experimento foi avaliar as condições de operação do reator ao longo do período de alimentação e constatar a queda da atividade das bactérias frente ao decréscimo de pH, causado pela nitrificação que ocorria nesta fase. Como se observa na Tabela 5.12 o maior valor de QO_2 refere-se ao pH 7,68, enquanto que para valores de pH inferiores a 7,0 este cai sensivelmente. Os dados para obtenção de QO_2 encontram-se no Anexo C.

Tabela 5.12: Dados de velocidade de respiração, amônio, nitrito e nitrato para acompanhamento do reator I, na segunda etapa, referente ao dia 20, pelo período de 12 horas.

pH	QO_2X $\text{mgO}_2 \cdot (\text{L} \cdot \text{min})^{-1}$	SST $\text{gSST} \cdot \text{L}^{-1}$	QO_2 $\text{mgO}_2 \cdot (\text{gSST} \cdot \text{min})^{-1}$	N-NH ₄ $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	N-NO ₂ $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	N-NO ₃ $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$
7,68	1,545	1,48	1,044	27,41	6,16	377,73
6,92	0,9564	1,43	0,669	35,46	0,00	348,04
6,74	1,0756	1,36	0,791	32,15	0,00	358,83
6,62	0,9082	1,28	0,710	28,36	0,00	269,76
6,54	1,0185	1,2	0,849	32,62	0,00	393,92
6,46	0,7545	1,13	0,668	29,30	0,00	356,13
6,41	0,7823	1,07	0,731	34,52	0,00	277,86

A Figura 5.25 mostra a relação entre a velocidade específica de respiração e a velocidade específica máxima observada em cada ensaio de respiração frente ao pH, nos dias 20 e 57 (quando o reator já estava sob processo de limitação de oxigênio, 30 minutos aerando e 30 minutos sem aeração).

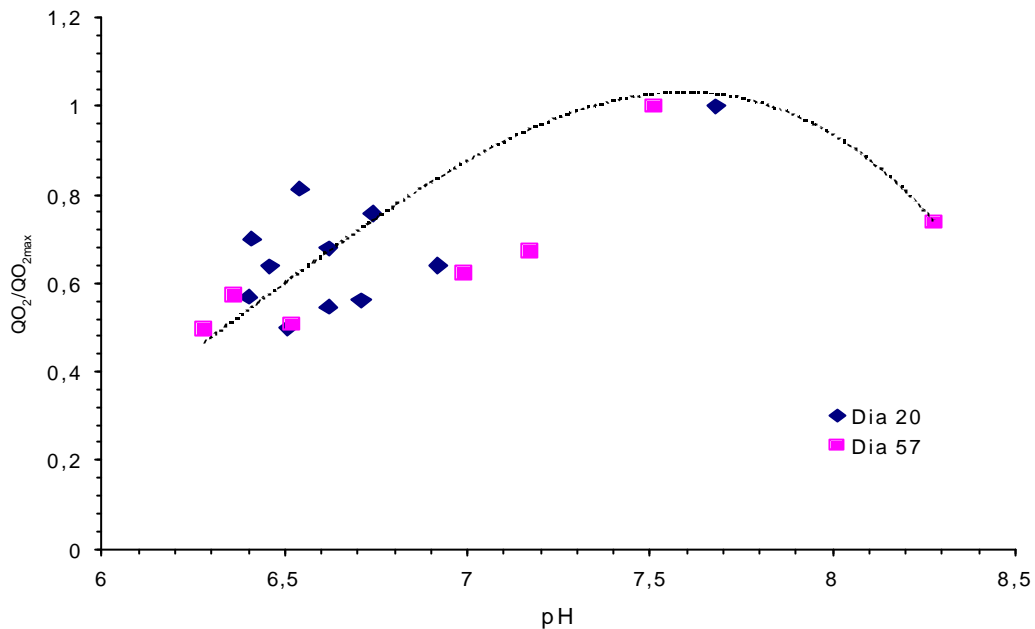


Figura 5.25: Relação entre velocidade específica e velocidade específica máxima observada em cada ensaio de respiração em função do pH, para os dias 20 e 57, da segunda etapa, Reator I.

Através da Figura 5.25 observa-se uma dispersão dos pontos na faixa de 6,5 a 7,0 em torno de um valor médio de QO_2 , sendo semelhante o comportamento do reator, para as condições de operação tanto do dia 20 quanto do dia 57.

As análises do efluente mostraram que em ambos os dias a concentração de nitrito no reator era zero, não havendo, portanto a inibição por ácido nitroso. Embora no dia 57 o reator já estivesse operando sob limitação de oxigênio, a nitrificação ainda estava ocorrendo, o que vem de encontro ao valor superior de QO_2 encontrado para o pH 7,5. Desta forma, a redução na velocidade específica de respiração para os valores mais baixos de pH se deve à redução da disponibilidade de amônia livre, conforme mencionado no item 3.4.

A Figura 5.26 mostra os dados de relação entre a velocidade específica e a velocidades específicas máximas de respiração observada em cada ensaio e a concentração do ácido nitroso em função do pH, para os dias 132, 187 e 224 (Anexos E.1, E.2 e E.3).

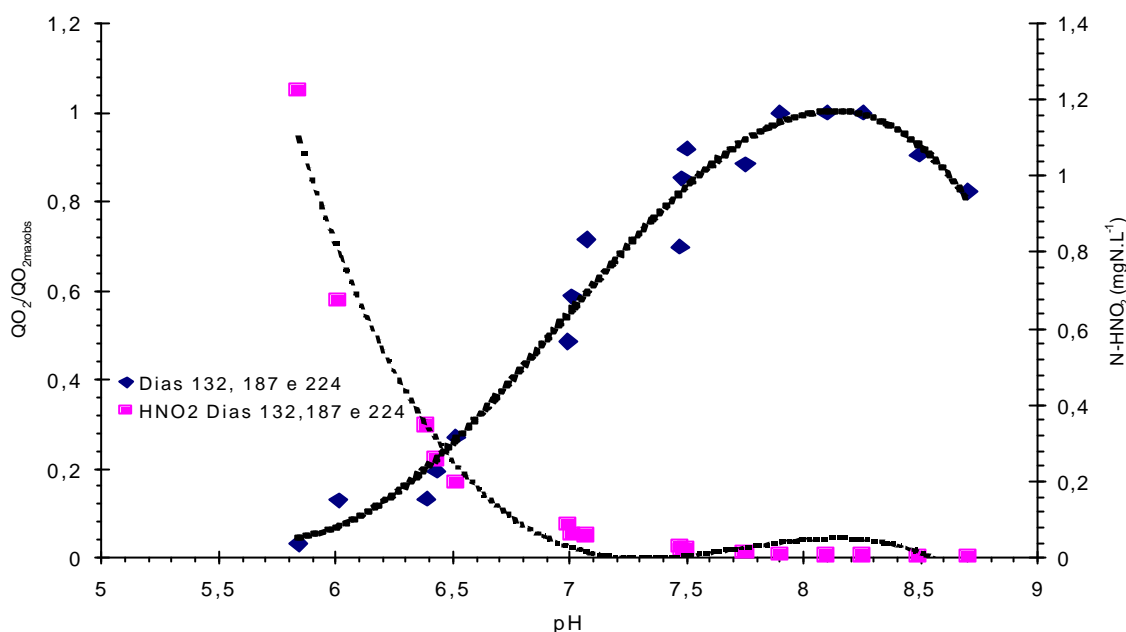


Figura 5.26: Relação entre velocidade específica e velocidade específica máxima observada em cada ensaio de respiração e concentração de ácido nitroso em função do pH, para o dia 132 (Fase D), 187 (Fases E) e 224 (Fase F) da segunda etapa, Reator I.

Através da Figura 5.26 observa-se o comportamento semelhante dos valores de QO_2 nas diferentes fases em que se encontrava o Reator I, sendo os maiores valores de atividade microbiana encontrados para uma faixa de pH entre 7,7 e 8,2. Cabe salientar que na Fase D, na qual a concentração de nitrito é o dobro da fase anterior, ocorre uma clara inibição para valores de pH abaixo de 7, possivelmente em virtude dos dois fatores, ou seja, a limitação da disponibilidade de NH_3 e o início da inibição pelo HNO_2 .

Deve-se lembrar do discutido anteriormente no Capítulo 3, que o verdadeiro inibidor das bactérias nitrificantes é o ácido nitroso, o qual no intervalo de valores de pH entre 7 e 8 apresenta a sua concentração praticamente nula. Para valores de pH abaixo de 7 e, em particular, para valores abaixo de 6, a concentração de ácido nitroso pode provocar uma intensa inibição do sistema biológico. Segundo Anthonnisen (1976), a ocorrência de inibição da nitrificação pelo HNO_2 ocorre na faixa de 0,22 e 2,8 $mgN.L^{-1}$.

Determinação dos parâmetros cinéticos

A fim de obter os parâmetros cinéticos para avaliação da atividade das bactérias, segundo modelo proposto por Monod, procedeu-se conforme descrito no item 4.4.4, plotando-se o valor de QO_2 em função da concentração de oxigênio dissolvido no meio líquido.

Para melhor avaliação dos dados obtidos ao longo de todo período de operação do Reator I, segunda etapa, dividiu-se os resultados em dois conjuntos, um com os dados de QO_2 obtidos com o valor de pH em torno de 7,5 e o outro conjunto de dados obtidos variando-se o pH do reator.

Desta forma foi possível avaliar o comportamento das bactérias, através de seus parâmetros cinéticos, em diferentes condições de operação do reator, como limitação de oxigênio e adição de material orgânico, para um mesmo pH. E também possibilitou a obtenção de dados em diferentes valores de pH, para uma determinada situação do reator, conhecendo assim os limites do processo.

❖ Determinação dos parâmetros cinéticos para valores de pH em torno de 7,5

A determinação dos parâmetros cinéticos para a presente etapa do Reator I, foi determinada conforme apresentado no item 5.1.5, definidos pelo modelo de Monod.

A Figura 5.27 ilustra um exemplo desta determinação, referente ao dia 187, bem como o ajuste da curva para determinação dos parâmetros de velocidade específica de respiração máxima (QO_{2max}) e a constante de saturação para o oxigênio (K_o , dado em $mgO_2.L^{-1}$).

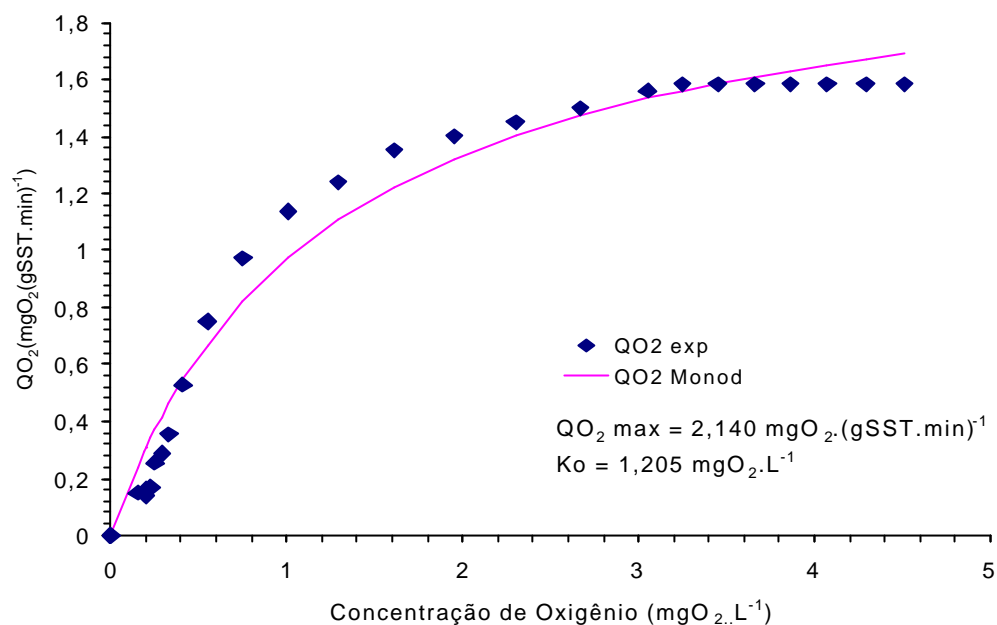


Figura 5.27. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido no meio, ajustado segundo proposto pelo modelo de Monod, dia 187, segunda etapa, Reator I.

A Tabela 5.13 apresenta os parâmetros cinéticos determinados experimentalmente, aplicando-se a equação proposta por Monod, referente as determinações realizadas ao longo do período de operação, da segunda etapa do reator I. As determinações apresentadas na Tabela 5.13 foram realizadas com o valor de pH em torno de 7,5.

Tabela 5.13. Parâmetros cinéticos determinados experimentalmente, para o reator I, segunda etapa.

Dia	$QO_{2\text{max}}$ $\text{mgO}_2\text{(gSST.min)}^{-1}$	K_0 $\text{mgO}_2\text{.L}^{-1}$	r^2	pH
20 ^a	1,306	0,919	0,98	7,68
57 ^b	1,989	0,586	0,96	7,51
66 ^c	2,408	0,639	0,96	7,20
113 ^d	2,750	0,679	0,98	7,50
132 ^d	2,258	1,037	0,98	7,50
180 ^e	2,409	0,644	0,98	7,48
187 ^e	2,140	1,205	0,98	7,47
224 ^f	2,831	0,727	0,98	7,48

a: fase A; b: fase B; c: fase C; d: fase D; e: fase E; f: fase F.

Da mesma forma que ocorrido na primeira etapa do Reator I, os parâmetros QO_{2max} e K_o não apresentam uma clara tendência ao longo do tempo. De acordo com o mostrado na Figura 5.28, pode-se assumir valores médios de $QO_{2max} = 2,26 \text{ mgO}_2 \cdot (\text{gSST} \cdot \text{min})^{-1}$ e $K_o = 0,8 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$, os quais são equivalentes aos encontrados anteriormente.

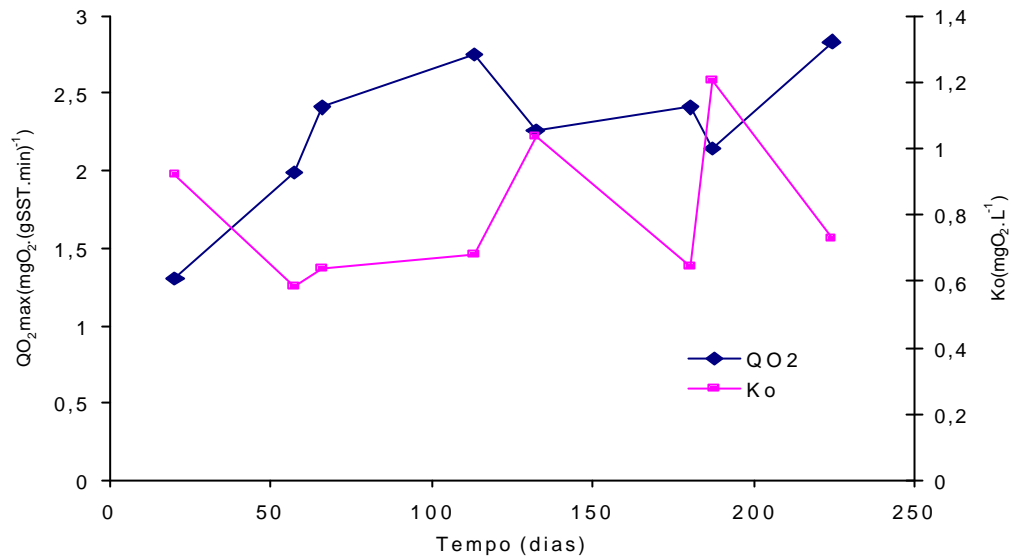


Figura 5.28. Valores de QO_{2max} e K_o ao longo do tempo, para o Reator I, na segunda etapa.

Stenstrom & Poduska (1980) estudaram o efeito da concentração de oxigênio dissolvido na nitrificação utilizando culturas puras e culturas mistas provenientes de uma estação de tratamento de efluentes. A concentração de oxigênio dissolvido utilizada afetou a velocidade de nitrificação em ambas culturas. Os autores citam valores de K_o entre 0,25 a 2 $\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$, enquanto Henze *et al.* (1997), cita valores de K_o entre 0,5 e 1,0 $\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$.

❖ Determinação dos parâmetros cinéticos com variação de pH

A seguir serão apresentados os dados relativos a determinação dos parâmetros cinéticos (QO_{2max} e K_0), para os experimentos em que forçou-se uma variação de pH.

A Tabela 5.14 apresenta os dados dos parâmetros, relativos ao dia 57 (30 minutos aerando e 30 minutos sem aeração).

Tabela 5.14: Parâmetros cinéticos determinados experimentalmente, para o dia 57, na segunda etapa do Reator I.

pH	QO_{2max}	K_0	r^2
8,28	1,531	0,488	0,991
7,51	1,988	0,586	0,98
7,17	1,520	0,492	0,98
6,99	1,347	0,480	0,97
6,52	0,797	0,214	0,98

A tendência dos parâmetros cinéticos com a variação do pH também pode ser observado através da Figura 5.29.

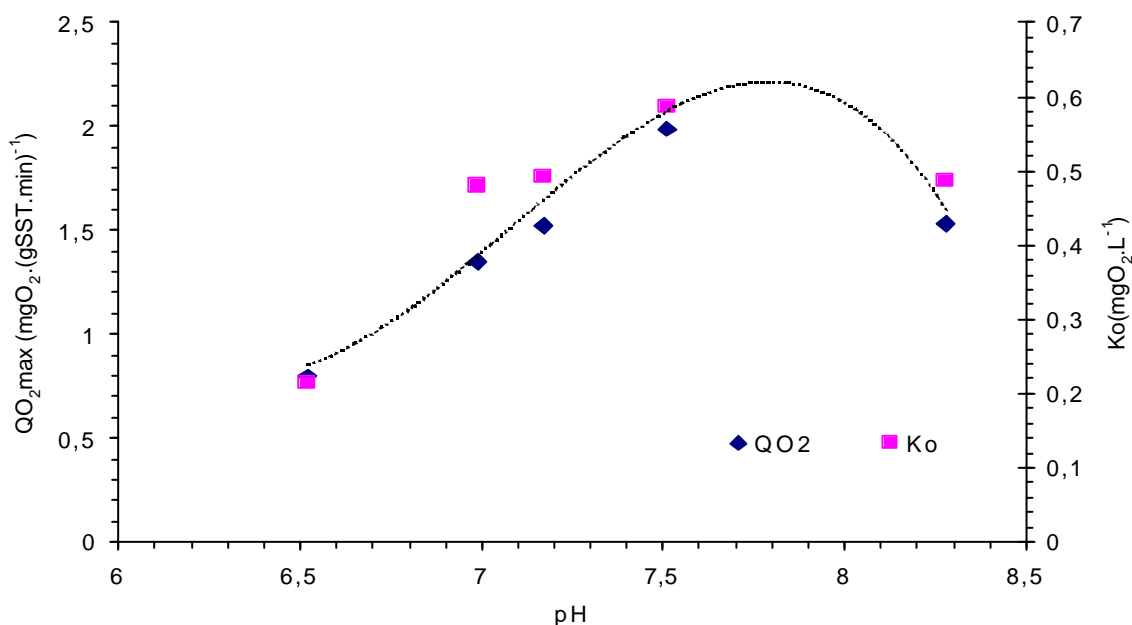


Figura 5.29. Velocidade específica de respiração (QO_{2max}) e constante de saturação (K_0) em função do pH, para o dia 57, da segunda etapa, Reator I.

A Tabela 5.15 apresenta os dados dos parâmetros cinéticos, relativos aos dias 132, 187 e 224, nos quais o reator estava sendo aerado por 15 minutos e passava 1 hora em anaerobiose.

Tabela 5.15: Parâmetros cinéticos determinados experimentalmente, para os dias 132, 187 e 224, na segunda etapa do Reator I.

Dia 132			Dia 187			Dia 224		
pH	QO _{2max}	K _o	pH	QO _{2max}	K _o	pH	QO _{2max}	K _o
8,70	1,658	0,514	8,25	3,538	1,221	8,49	3,565	0,915
8,10	2,354	0,769	7,75	3,153	1,623	7,48	2,831	0,727
7,50	1,312	0,989	7,47	2,140	1,205	7,01	1,711	0,552
7,07	1,101	0,292	6,99	1,527	0,878	6,51	0,691	0,0063

Os dados completos de velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para os dias 57, 132, 187 e 224, em todos os valores de pH apresentados encontram-se no Anexo D.

Cabe salientar que tanto na Figura 5.29 como na Tabela 5.15 ocorre redução de QO_{2max} e K_o à medida que se reduz o valor do pH.

❖ Considerações finais sobre o Reator I

Os resultados apresentados nestas 2 etapas do Reator I permitem concluir que é perfeitamente possível efetuar a geração de nitrito, sem a presença de nitrato, em um reator operado em SBR com o reciclo total de células, operando com um meio contendo elevada concentração de amônio, desde que se efetue uma adequada limitação da disponibilidade de oxigênio dissolvido, a fim de evitar a ação das bactérias oxidadoras de nitrito (BON).

A utilização do processo SHARON como gerador de nitrito para um processo ANAMMOX é assim possível, sem a utilização do processo contínuo com o arraste das BON, o que acaba causando uma baixa concentração celular, limitando a efetividade do processo SHARON/ANAMMOX, conforme apresentado por van Dongen *et al.* (2001).

Na etapa de desnitrificação, mostrou-se que se atinge algo como 85 % da eliminação de nitrogênio a partir do nitrito, pela quantidade estequiométrica de matéria orgânica na forma de acetato de sódio, o que permite imaginar que uma quantidade da ordem de 1,25 vezes a quantidade estequiométrica, poderá ser eficiente para promover uma completa desnitrificação.

Deve-se, contudo lembrar que a completa desnitrificação pode não ser absolutamente necessária, caso se imagine este processo como auxiliar na eliminação do nitrogênio, sendo o efluente retornado ao reator anaeróbio inicial, conforme sugere a própria proposta do processo SHARON (item 3.5.1).

Tais observações foram realizadas com um meio de alimentação sintético contendo algo em torno de $500 \text{ mgN-NH}_4\text{-L}^{-1}$, não havendo no presente trabalho a preocupação com uma otimização dos ciclos, ou da carga nitrogenada, o que fica como sugestão para um próximo trabalho. De qualquer forma, pode-se antever que será possível aumentar consideravelmente o desempenho do reator com uma redução do TRH, tendo em vista a estabilidade no acompanhamento por 24 horas.

Dados experimentais obtidos na primeira etapa para o Reator II

A partida para o reator II foi dada conforme citado anteriormente no item 4.2.2, inoculando-se com 1L de suspensão de células (item 4.1) e completando-se o volume para 2L durante 24 horas. Conforme o procedimento feito para o reator I, o reator II foi operado por 6 dias, durante os quais se pretendia atingir um estado estacionário, com o reator em processo contínuo.

A Figura 5.30 (Anexo B.32) mostra a variação da concentração celular em função do tempo. É possível, então, observar que o estado estacionário pretendido não foi alcançado, ocorrendo uma situação de acentuado decréscimo da concentração celular, apesar do baixo valor da vazão específica de alimentação aplicada ($D = 0,006 \text{ h}^{-1}$). No tempo 144 horas decidiu-se efetuar a lavagem das células, a qual foi feita em 3 horas, pois a concentração celular no final deste período já estava com um valor bastante reduzido ($0,13 \text{ gSST.L}^{-1}$). Através dos dados obtidos com o processo de lavagem das células chegou-se a um valor negativo para a velocidade específica máxima de crescimento celular, indicando que o fenômeno não está adequadamente descrito, ocorrendo, na verdade, um decaimento da concentração celular maior do que o que deveria ocorrer apenas pelo efeito da lavagem.

O inóculo utilizado estava sendo adaptado à 243 dias, o que mostra uma situação diferente do inóculo utilizado para o reator I (primeira etapa), que estava em andamento a 160 dias, quando foi utilizado para o Reator I. No período de utilização do inóculo para o reator II, este poderia estar em desequilíbrio, o que justificaria a dificuldade em atingir um estado estacionário e também a ineficiência da lavagem realizada. A vazão específica de alimentação aplicada durante a lavagem foi de $0,075 \text{ h}^{-1}$, o que se mostrou muito elevada para as células presentes, causando um decréscimo acentuado da concentração celular em um curto período de tempo.

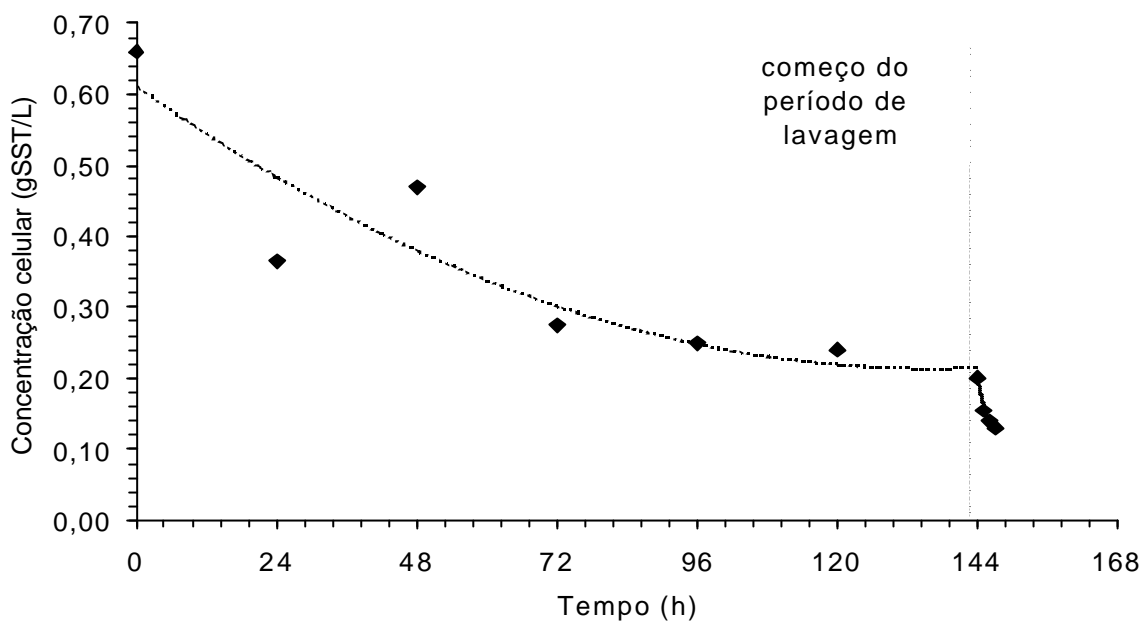


Figura 5.30: Variação da concentração celular em função do tempo, para o reator II operando em processo contínuo.

Com o final do processo de lavagem, passou-se a operar o reator em sistema SBR, nas mesmas condições do Reator I, a fim de enriquece-lo em bactérias oxidadoras de amônio.

A Figura 5.31 (Anexo B.33) mostra o crescimento celular nos 200 dias de operação do reator. A dispersão mostrada na figura deve-se à tendência dos microrganismos a aderirem as paredes do reator, como também à tendência de sedimentação, dificultando assim a retirada de amostras homogêneas, mesmo tomando todos os cuidados para tornar a amostragem a mais homogênea possível.

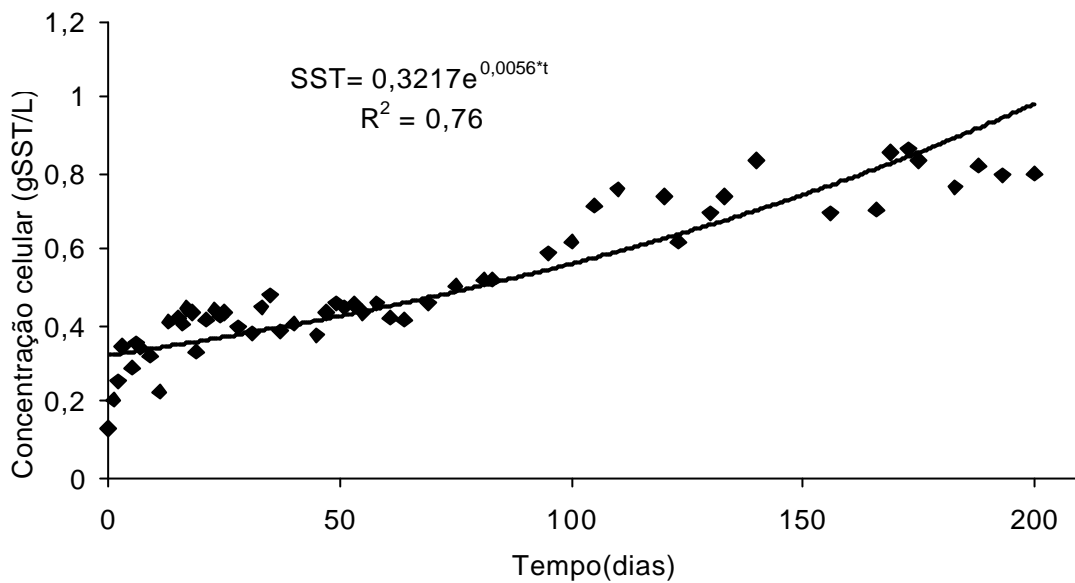


Figura 5.31: Concentração celular em função do tempo no período de SBR, após o período de lavagem.

Os dados experimentais mostrando um comportamento exponencial, sugeriram o ajuste de uma função exponencial da qual se obteve uma velocidade específica de crescimento de $0,0056 \text{ d}^{-1}$, valor este muito inferior ao encontrado na literatura e, também, inferior ao encontrado para o reator I, na primeira etapa. Estes dados podem estar relacionados com a dificuldade de lavagem do reator, conforme demonstrado anteriormente (VERSTRAETE & PHILIPS, 1998).

Os resultados apresentados pelo reator referentes as análises de amônio, nitrito, nitrato e conversão de nitrogênio, durante os 200 dias de operação, são mostrados na Figura 5.32. Os dados completos referentes a Figura 5.32 são apresentados no Anexo B.34.

A aeração foi mantida constante durante todo período de operação do reator, exceto nos pontos 1 (54 horas sem aeração) e 3 (50 horas sem aeração). O ponto 2 mostrado na Figura 5.32 refere-se ao aumento de 50% na concentração de amônio do meio sintético citado no item 4.1.

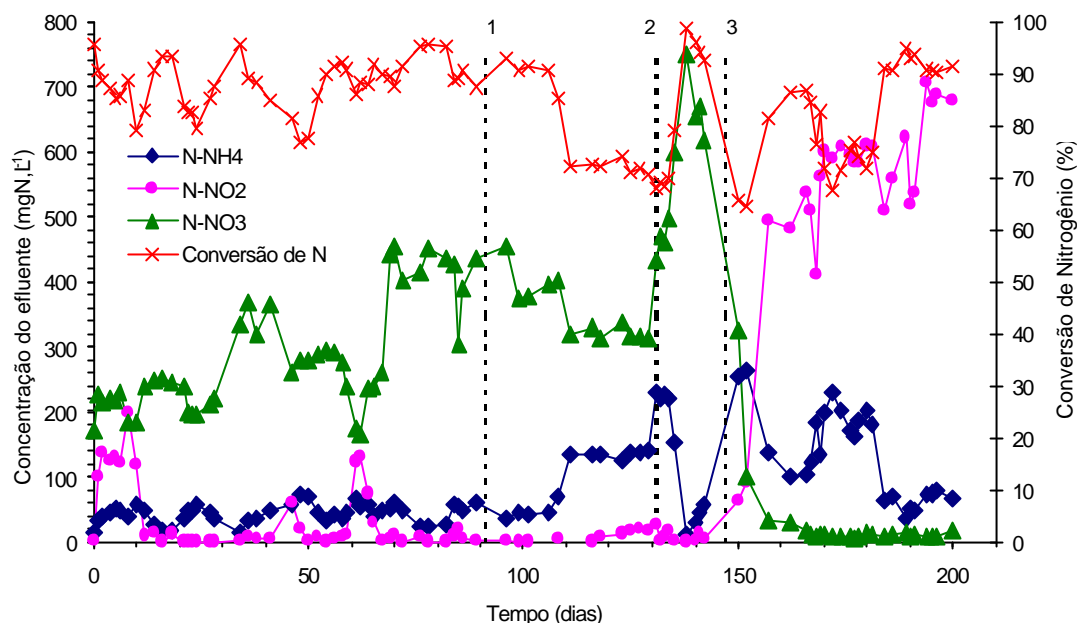


Figura 5.32: Dados da concentração de amônio, nitrito, nitrato e conversão de amônio no efluente do reator II, durante o período de 200 dias (1: 54 horas sem aeração; 2: aumento de 50 % na concentração do meio de alimentação; 3: 50 horas sem aeração).

A Figura 5.32 mostra que, mesmo com uma lavagem um tanto distinta do ocorrido com o Reator I, o reator apresentou nitrito nos primeiros dias, mas este logo voltou a desaparecer, comprovando a ineficiência da lavagem, provavelmente devido aos problemas citados anteriormente.

O ponto 1 (dia 91) mostrado na Figura 5.32 refere-se a uma parada de aeração de 54 horas provocada no reator, a fim de formar nitrito através da inibição das bactérias oxidadoras de nitrito, conforme já mencionado anteriormente. Mas o observado foi que logo após a retomada da aeração o reator manteve o mesmo comportamento anterior.

Conforme mencionado anteriormente, Wyffels *et al.* (2003), mostraram uma condição estável com cerca de $500 \text{ mgN-NO}_2\text{.L}^{-1}$ por 135 dias, enquanto mantiveram a concentração de oxigênio dissolvido abaixo de $0,1 \text{ mgO}_2\text{.L}^{-1}$. No momento em que houve aumento desta concentração para valores acima de $2,85 \text{ mgO}_2\text{.L}^{-1}$ a completa nitrificação ocorreu em 11 dias. Este fato ressalta a idéia de um controle permanente na concentração de oxigênio dissolvido no meio, uma vez que este fator se mostra determinante na ação das bactérias oxidadoras de nitrito.

No ponto 2 (dia 131) a concentração de amônio no meio de alimentação do reator foi aumentada em 50 %. Com este aumento a concentração de oxigênio dissolvido no reator, medida em distintos momentos, caiu para valores inferiores a $1,5 \text{ mgO}_2\text{.L}^{-1}$. Assim, a vazão

de ar foi aumentada para 1vvm, fazendo com que a concentração de oxigênio dentro do reator oscilasse entre 3 e 3,5 mgO₂.L⁻¹.

No ponto 3 (dia 147) a aeração foi novamente desligada durante 50 horas, causando, desta vez, um acúmulo de nitrito, provavelmente pelo aumento conjunto da concentração de amônio e nitrito que contribuíram para a inibição das bactérias oxidadoras de nitrito.

Após 210 dias de operação do reator, ocorreu um problema com o banho termostaticado, fazendo com que a temperatura chegasse a valores superiores a 50 °C no interior do reator, ocasionando o lise total das células presentes em cerca de 2 dias após o incidente. Desta maneira, o experimento foi encerrado em um momento que tendia a um estado estacionário, conforme mostra a Figura 5.32.

A fim de comparar os valores da velocidade de conversão de substrato e de geração de produto, para a presente etapa do reator, com os dados obtidos para o Reator I, resolveu-se admitir um período estacionário do dia 184 até o dia 200 (correspondente a cerca de 8 TRH), para as formas nitrogenadas presentes no efluente.

Neste período o reator estava sendo operado com uma carga média de 377 mgN-NH₄.(L.d)⁻¹. Desta maneira o cálculo da velocidade específica de consumo do amônio foi calculado conforme apresentado no item 5.1.3 (utilizando a equação 5.2).

Considerando:

$$[N-NH_4] = 61,9 \text{ mgN-NH}_4.L^{-1}$$

$$[N-NH_4]_0 = 754 \text{ mgN-NH}_4.L^{-1}$$

$$X = 0,80 \text{ gSST.L}^{-1}$$

$$D = 0,52 \text{ d}^{-1}$$

Obtém-se:

$$m_{N-NH_4} = \frac{450 \text{ mgN} - NH_4}{\text{gSST}.d}$$

Através da equação 5.4 calculou-se a velocidade específica de formação de nitrito, considerando:

$$[N-NO_2] = 611 \text{ mgN-NO}_2.L^{-1}$$

$$X = 0,80 \text{ gSST.L}^{-1}$$

$$D = 0,52 \text{ d}^{-1}$$

Obtém-se:

$$m_{N-NO_2} = \frac{397 \text{ mgN} - NO_2}{\text{gSST}.d}$$

A diferença obtida entre os dois valores deve-se ao fato de ter-se considerado a concentração de nitrato no reator nula, bem como a desconsideração quanto a eliminação de nitrogênio. Certamente os dados de eliminação encontrados podem ser atribuídos ao período de instabilidade em que ainda encontrava-se o reator.

Na presente etapa do reator II, na qual a concentração de amônio e nitrito estavam cerca de 50 % acima das verificadas no reator I, a velocidade de consumo de substrato foi superior a obtida no reator I, na fase anterior à colocação de acetato. Isto deve-se principalmente ao fato de haver uma maior quantidade de amônio disponível, para praticamente uma mesma concentração celular.

Medida da atividade nitrificante das células

A respirometria como dita anteriormente por ser uma ferramenta bastante útil para quantificar o estado fisiológico das células, também foi utilizada para verificar a velocidade específica de respiração das células no Reator II.

Conforme descrito no item 4.4.1 foi calculado o valor de QO_2 , para o dia 138 de experimento, como mostra a Figura 5.33.

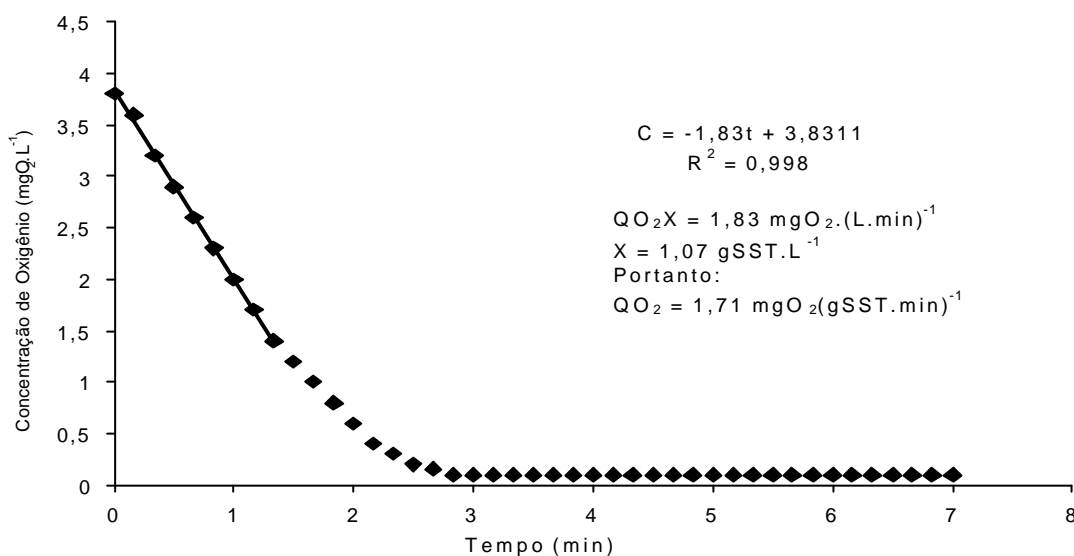


Figura 5.33. Variação da concentração de oxigênio dissolvido em função do tempo no Reator II, para determinação de respiração celular, no dia 138.

Da mesma forma que ocorrido para o Reator I, o valor de QO_2 ($1,71 \text{ mgO}_2 \cdot (\text{gSST} \cdot \text{min})^{-1}$), encontrado no presente experimento, também é muito superior ao encontrado inicialmente para o inóculo utilizado no trabalho (valores da ordem de $0,6 \text{ mgO}_2 \cdot (\text{gSST} \cdot \text{min})^{-1}$), indicando que mesmo com a dificuldade de lavagem, houve seleção das bactérias oxidadoras de amônio.

O resultado de QO_2 apresentado acima é equivalente aos encontrados para os dias 158 e 196 (Tabela 5.2), do reator I, na primeira etapa, o que confirma o bom desempenho do reator mesmo com as condições adversas encontradas durante a partida do mesmo.

Conforme realizado na primeira etapa, para o Reator I, fez-se um acompanhamento pelo período de 24 horas no Reator II, com o objetivo de verificar as possíveis oscilações existentes ao longo do tempo.

A Tabela 5.16 apresenta os dados de velocidade de respiração celular obtidos a cada hora pelo período de 24 horas (dia 201), bem como os dados de concentração de amônio, nitrito e nitrato realizadas a cada 2 horas, para o final do primeiro conjunto de experimentos realizados para o reator II.

Tabela 5.16. Dados de velocidade de respiração celular e as respectivas concentrações de amônio, nitrito e nitrato realizadas no reator II, primeira etapa, pelo período de 24 horas.

Tempo (h)	N-NH₄ mgN.L ⁻¹	N-NO₂ mgN.L ⁻¹	N-NO₃ mgN.L ⁻¹	pH	X gSST.L ⁻¹	QO₂ mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹
0	80,05	727,37	7,14	7,54	1,54	1,113
1				7,33	1,52	1,541
2	89,01	729,62	7,68	6,81	1,45	1,066
3				6,67	1,42	0,952
4	60,58	731,87	4,99	6,73	1,37	1,088
5				6,59	1,32	0,834
6	62,47	756,59	8,09	6,61	1,28	1,079
7				6,6	1,24	0,92
8	60,11	709,4	7,41	6,63	1,2	1,154
9				6,6	1,17	1,057
10	55,84	729,62	5,39	6,53	1,13	0,846
11				6,5	1,1	0,923
13				6,53	1,07	0,853
14	51,1	754,34	7,01	6,6	1,04	1,027
15				6,59	1,01	1,188
16	67,69	747,6	7,95	6,56	0,98	1,144
17				6,51	0,95	1,058
18	69,11	752,09	6,6	6,54	0,93	1,081
19				6,53	0,91	1,334
20	64,84	691,42	4,58	6,45	0,89	0,97
21				6,46	0,86	0,884
22	64,37	747,6	7,55	6,63	0,84	1,115

Cabe salientar que o valor de QO₂ encontrado para o dia 138, quando o reator estava em plena nitrificação, é superior aos dados do dia 201, no qual a concentração de nitrito era da ordem de 750 mgN-NO₂.L⁻¹.

Embora, a queda de atividade nitrificante para o dia 201 não tenha sido tão expressiva como alguns casos citados na literatura, considerando a alta concentração de nitrito acumulada no reator ($750 \text{ mgN-NO}_2\text{.L}^{-1}$), este fato é coerente com diversas citações encontradas, que descrevem até mesmo valores da ordem de 10 e $30 \text{ mgN-NO}_2\text{.L}^{-1}$, como sendo tóxicos às células (MULLER *et al.*, 1995).

Stein & Arp (1998), sugeriram uma inativação irreversível das bactérias amônio oxidantes por nitrito a uma concentração de $128 \text{ mgN-NO}_2\text{.L}^{-1}$.

Strous *et al.* (1998) verificaram, durante o estudo da fisiologia microbiana da comunidade ANAMMOX, uma inibição da oxidação anaeróbia do amônio (via nitrito) por concentrações de nitrito acima de $280 \text{ mgN-NO}_2\text{.L}^{-1}$. Entretanto, quando a concentração permaneceu acima de $20 \text{ mgN-NO}_2\text{.L}^{-1}$, por um período de 12 horas, a atividade foi completamente inibida.

Os resultados obtidos durante as 23 horas de acompanhamento, do reator II, referentes a concentração de saída das formas nitrogenadas e QO_2 , são mostradas na Figura 5.34, na qual é possível observar que não ocorre uma variação significativa dos dados ao longo do período. Isto possibilitaria o cálculo da média dos valores de QO_2 ($\text{QO}_2 = 1,06 \text{ mgO}_2\text{.(gSST.min)}^{-1}$), o desvio padrão (0,17) e o intervalo de confiança da média ($\text{QO}_2 = 1,06 \pm 0,07 \text{ mgO}_2\text{.(L.min)}^{-1}$) com nível de significância de 95%.

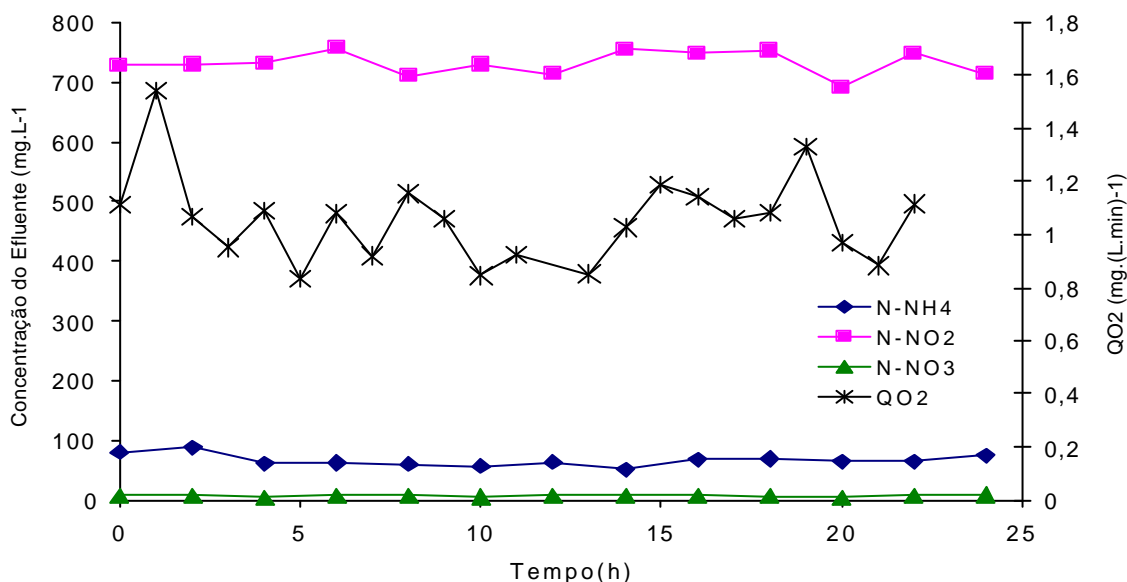


Figura 5.34. Concentrações de amônio, nitrito, nitrato e QO_2 , para o acompanhamento de 23 horas, na primeira etapa, reator II.

O valor de QO_2 ($QO_2 = 1,06 \pm 0,07 \text{ mgO}_2 \cdot (\text{L} \cdot \text{min})^{-1}$), obtido para o Reator II é a metade do valor de QO_2 ($QO_2 = 2,16 \pm 0,12 \text{ mgO}_2 \cdot (\text{L} \cdot \text{min})^{-1}$) encontrado na primeira etapa para o Reator I. Isto deve ter ocorrido, principalmente, devido a alta concentração de nitrito presente nesta etapa, que conforme comentado anteriormente é altamente tóxico aos microrganismos presentes, particularmente para valores abaixo de 7,0 em virtude do acúmulo de ácido nitroso.

Entretanto, este valor é elevado para cerca de $750 \text{ mgN-NO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$, presentes no reator. Relembrando a Figura 5.26 é possível observar que para valores de pH abaixo de 7, tem-se valores de QO_2 em torno de 30 % do $QO_{2\text{maxobs}}$, o que representa aproximadamente $0,7 \text{ mgO}_2 \cdot (\text{gSST} \cdot \text{min})^{-1}$, valor este inferior ao encontrado neste momento. Deve-se também lembrar que no caso da Figura 5.26 a concentração de nitrito não ultrapassou $480 \text{ mgN-NO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$.

Da mesma forma que apresentado para o Reator I, a quantidade de oxigênio teórica e prática necessária para oxidação do amônio introduzido no reator, no dia do experimento, foi calculada a fim de comparar os dados obtidos através da aplicação da equação proposta por Henze *et al.* (1997) com os dados experimentais.

Para o cálculo da massa de oxigênio teórica necessária para oxidar o amônio inserido no reator pelo período de 23 horas, fez-se as mesmas considerações apresentadas para o Reator I, na primeira etapa.

Utilizando-se a equação 5.8 (item 5.1.4), e considerando:

Concentração do meio de alimentação = $752 \text{ mgN-NH}_4 \cdot \text{L}^{-1}$

Volume alimentado durante as 23 horas = 905 mL ($F = 39,3 \cdot 10^{-3} \text{ L} \cdot \text{h}^{-1}$)

Concentração de N-NH_4 presente no reator = $65,9 \text{ mgN-NH}_4 \cdot \text{L}^{-1}$ (valor médio)

Tem-se:

$$r_{N-NH_4.NO_2} * V = 27 \text{ mgN/h}$$

Através da equação 5.9 (item 5.1.4):

$$m_{NH_4.NO_2} = 621 \text{ mgN-NH}_4$$

Sendo:

$$3,24 \text{mgO}_2 / \text{mgN} - \text{NH}_4 * 621 \text{mgN} - \text{NH}_4 = 2,01 \text{gO}_2$$

Então, 2,01 gO₂, é a massa de oxigênio teórica necessária para oxidar o amônio inserido no reator pelo período de 23 horas.

Através dos dados experimentais, calculou-se a massa de oxigênio efetivamente utilizada para oxidação do amônio a nitrito, consumida ao longo das 23 horas de operação do reator. Para tanto, aplicou-se a equação 5.10 (item .1.4), utilizando-se os valores experimentais de QO₂X apresentados na Tabela 5.17. Como o reator estava operando com plena aeração, a qual era interrompida apenas para a determinação do QO₂, os cálculos da massa de oxigênio experimental são feitos apenas para a fase aeróbia.

A Tabela 5.17 apresenta a massa total de oxigênio consumida ao longo do período de acompanhamento para o dia 201 de operação do reator II, na primeira etapa.

Tabela 5.17. Massa total de oxigênio consumida ao longo das 24 horas de acompanhamento do reator II, primeira etapa, a partir dos dados experimentais de respiração celular.

Tempo (h)	QO₂X mgO₂.L⁻¹.min⁻¹	O₂ Consumido (mg)
0	1,714	106,95
1	2,342	147,57
2	1,546	102,02
3	1,352	91,65
4	1,491	104,19
5	1,101	79,92
6	1,381	103,58
7	1,141	87,96
8	1,385	110,51
9	1,237	101,66
10	0,956	80,88
11	1,015	88,33
13	1,023	89,00
14	0,913	81,87
15	1,068	98,69
16	1,200	113,75
17	1,121	109,65
18	1,005	101,01
19	1,012	104,42
20	1,214	128,56
21	0,863	93,50
22	0,760	84,39
Total		2210

A partir dos dados experimentais, chegou-se a uma massa de 2,21 gO₂ consumida ao longo do processo, valor este 10% superior ao total de oxigênio teórico (estequiometria proposta por Henze *et al.*, 1997) necessário para a oxidação do amônio introduzido no reator. Desta maneira, pode-se dizer que a estequiometria proposta é adequada e, portanto, nos ensaios com períodos de anaerobiose, de fato, estaria ocorrendo outros fenômenos, conforme mencionado.

Determinação dos parâmetros cinéticos

Da mesma forma que apresentado anteriormente os parâmetros cinéticos foram definidos conforme modelo proposto por Monod (equação 4.13) e estão apresentados na Tabela 5.18. Os dados referem-se aos dias 138 e 221 e os valores da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido encontram-se no Anexo D.

Tabela 5.18. Parâmetros cinéticos determinados experimentalmente para a primeira etapa do Reator II.

Dia	pH	QO_{2max} (mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹)	K₀ (mgO ₂ .L ⁻¹)	r²
138	7,38	2,556	0,803	0,98
221	7,54	2,156	0,780	0,96
221	6,60	1,326	0,437	0,97

Os dados apresentados na Tabela 5.18 confirmam a discussão anterior que atribui a alta na concentração de nitrito como fator decisivo na queda da atividade das bactérias. Para o dia 221, apenas foi calculado dois pontos dos 23 dados apresentados para novamente ilustrar a queda drástica da respiração, principalmente em valores de pH abaixo de 7. O valor de K₀ também foi afetado com a queda de pH, o que está de acordo com o visto anteriormente.

Dados experimentais para a segunda etapa do Reator II

Após encerrado o período de acompanhamento da primeira etapa do Reator II, devido ao mesmo motivo que levou ao encerramento do Reator I, partiu-se para uma nova fase na qual não seria efetuada lavagem das células, afim de promover a seleção das BOA, por motivos já citados anteriormente. O primeiro objetivo desta etapa do reator foi aumentar a carga nitrogenada, promovendo assim um maior crescimento celular, sendo após iniciada uma fase de limitação de oxigênio, com a finalidade de inibir a ação das bactérias oxidadoras de nitrito (BON), possibilitando um reator gerador de altas concentrações de nitrito.

A partida para o reator II foi mantida da mesma forma que para a primeira etapa, conforme citado no item 4.2.2, inoculando-se 1L de suspensão de células (item 4.1) e completando-se o volume para 2L durante 24 horas. A seguir, o reator foi imediatamente operado em sistema SBR, com vazão de aproximadamente $43,5 \text{ mL.h}^{-1}$.

A operação do reator consistiu de fases distintas, as quais são apresentadas a seguir:

Fase A: reator operado com alimentação de aproximadamente $500 \text{ mgN-NH}_4.\text{L}^{-1}$ e aeração contínua.

Fase B: reator operado com alimentação de aproximadamente $750 \text{ mgN-NH}_4.\text{L}^{-1}$ e aeração contínua.

Fase C: reator operado com aproximadamente $1000 \text{ mgN-NH}_4.\text{L}^{-1}$ e aeração contínua.

Fase D: limitação na aeração para 15 minutos aerando e 1 hora sem aeração.

Fase E: volta da aeração plena.

Fase F: limitação na aeração para 15 minutos aerando e 1 hora sem aeração (idem fase D).

Fase G: limitação na aeração para 15 minutos aerando e 45 minutos sem aeração.

Fase H: limitação na aeração para 30 minutos sem aeração e 30 minutos aerando.

A concentração do meio de alimentação para as fases D, E, F, G e H continuou a mesma da fase C.

A Figura 5.35 (Anexos B.35, B.36 e B.37) mostra o acompanhamento da concentração celular para o reator II, segunda etapa, durante 157 dias de operação, nos quais não ocorreu limitação da aeração. Nota-se claramente o efetivo aumento da concentração celular, durante as fases em que ocorreu aumento da concentração do meio de alimentação, possibilitando o ajuste de uma equação exponencial, da qual se obteve uma velocidade específica de crescimento de $0,0067\text{ d}^{-1}$, valor este similar ao encontrado para a primeira etapa, do reator II, porém igualmente inferior ao encontrado na literatura.

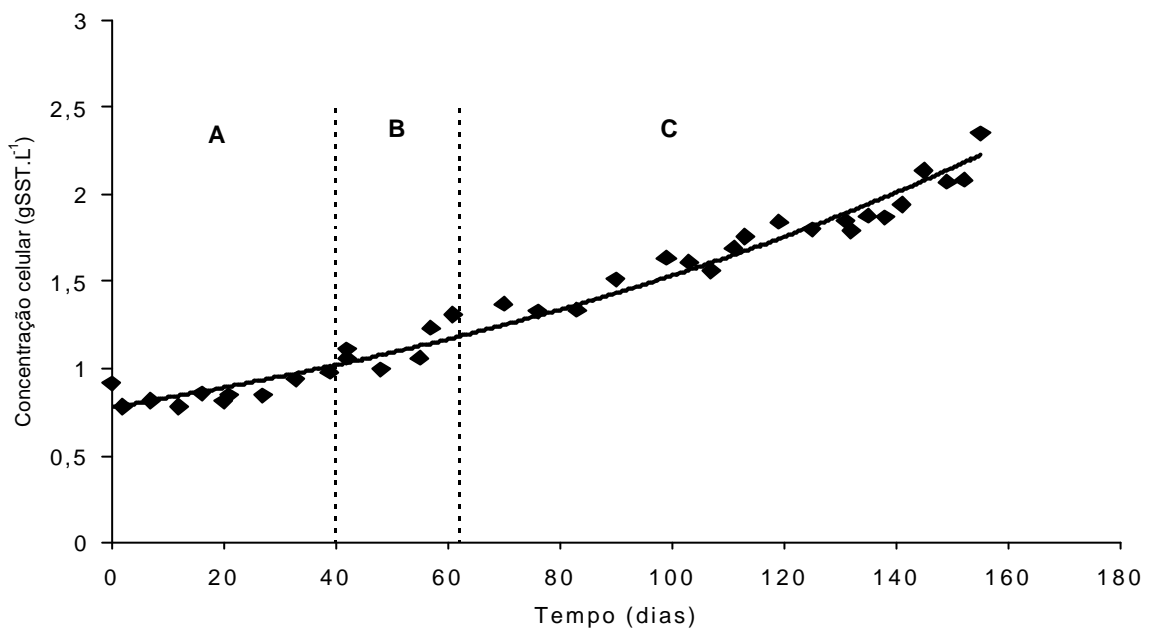


Figura 5.35. Concentração celular em função do tempo, para as fases A, B e C da segunda etapa, Reator II.

A Figura 5.36 mostra o crescimento celular ao longo das fases D, E, F, G e H (Anexos B.38, B.39, B.40, B.41 e B.42), nas quais começou-se a trabalhar com limitação na aeração. Após a primeira limitação aplicada ao sistema, ocorrida na Fase D, claramente houve uma perturbação e não houve crescimento exponencial. Mesmo durante a fase E, na qual tornou-se a aplicar a plena aeração a fim de incentivar o crescimento, este não foi pronunciado. Nas fases F e G, a concentração celular manteve-se praticamente constante, ocorrendo um decréscimo celular mais acentuado na fase H, mesmo utilizando-se uma menor limitação da aeração que nas fases anteriores.

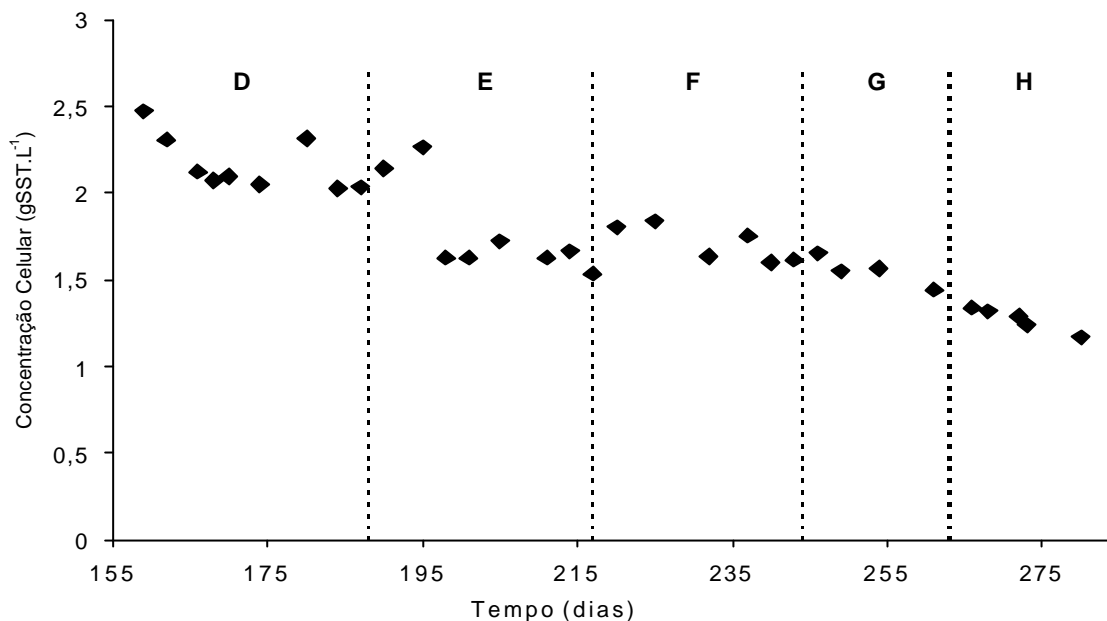


Figura 5.36: Concentração celular em função do tempo para as fases D, E, F e G, da segunda etapa, Reator II.

Os resultados apresentados pelo reator referentes as análises de amônio, nitrito, nitrato, e a conversão do amônio para as demais formas nitrogenadas (nitrito e nitrato), durante as fases A, B e C para os primeiros 157 dias de operação, são mostrados na Figura 5.37 (Anexos B.43, B.44 e B.45).

Durante o período aerado de fato esperava-se um reator operando com plena nitrificação, fato confirmado pela Figura 5.37. Na maioria dos pontos apresentados, principalmente na fase C, o reator obteve os maiores percentuais de conversão do amônio em nitrato, sendo nula a concentração de nitrito durante as três etapas.

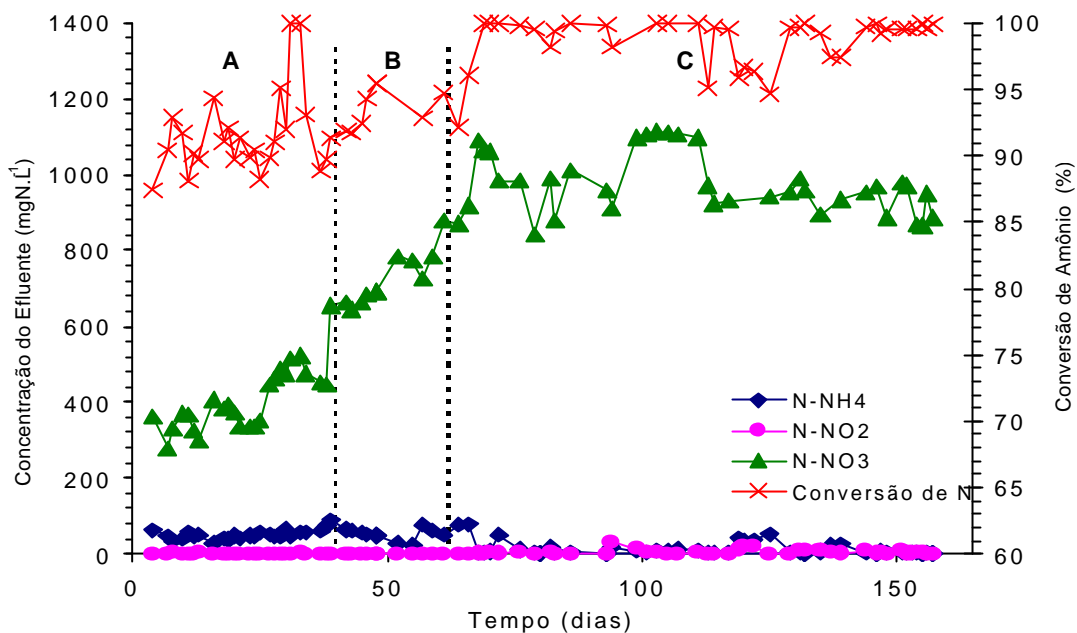


Figura 5.37: Concentração de amônio, nitrito, nitrato e conversão do amônio, durante as fases A, B e C, para o Reator II, segunda etapa.

A Figura 5.38 mostra o restante do período de operação do reator, até o dia 280, referente as fases nas quais utilizou-se a limitação de oxigênio, afim de obter um reator gerador de nitrito.

Através da Figura 5.38 pode-se notar que durante a fase D (Anexo B.46) o sistema não estava nitritando totalmente, e que a concentração de amônio presente no reator ultrapassava, na maioria dos dias, concentrações superiores a 200 mgN-NH₄.L⁻¹. A fim de aumentar a conversão do amônio presente no reator, iniciou-se a Fase E (Anexo B.47), na qual a aeração foi plena. A confirmação do aumento na conversão do amônio pode ser observado na Figura 5.39. No entanto, após 217 dias houve queda na concentração de nitrito e aumento na concentração de nitrato, o que motivou a passagem para a fase F.

Durante a fase F (Anexo B.48), as concentrações de amônio ficaram em torno de 200 a 400 mgN-NH₄.L⁻¹ e as de nitrito atingiram seu valor máximo ao redor de 800 mgN-NO₂.L⁻¹, mas logo voltaram a cair, enquanto a concentração de amônio aumentava. O aumento na concentração de amônio, sem aumento de nitrato, (Figura 5.38) e os baixos percentuais de conversão, mostrados na Figura 5.39, sugeriram uma aumento no período de aeração do reator, o que ocorreu nas fases seguintes.

Para a fase H (Anexo B.50), o valor da concentração de amônio, ficou em torno de 100 mgN-NH₄.L⁻¹ devido ao aumento da aeração para 30 minutos por hora. Entretanto, mesmo sendo atingidos altos percentuais de conversão de amônio, esta não foi completa, conforme observado na Figura 5.39, possivelmente pelas elevadas concentrações de nitrito,

o que deve ter causado inibição nas bactérias oxidadoras de amônio (BOA). Diante disto, o aumento na velocidade do processo oxidativo apenas poderá ser atingido aumentando-se a concentração celular. Os dados da Fase G encontram-se no Anexo B.49.

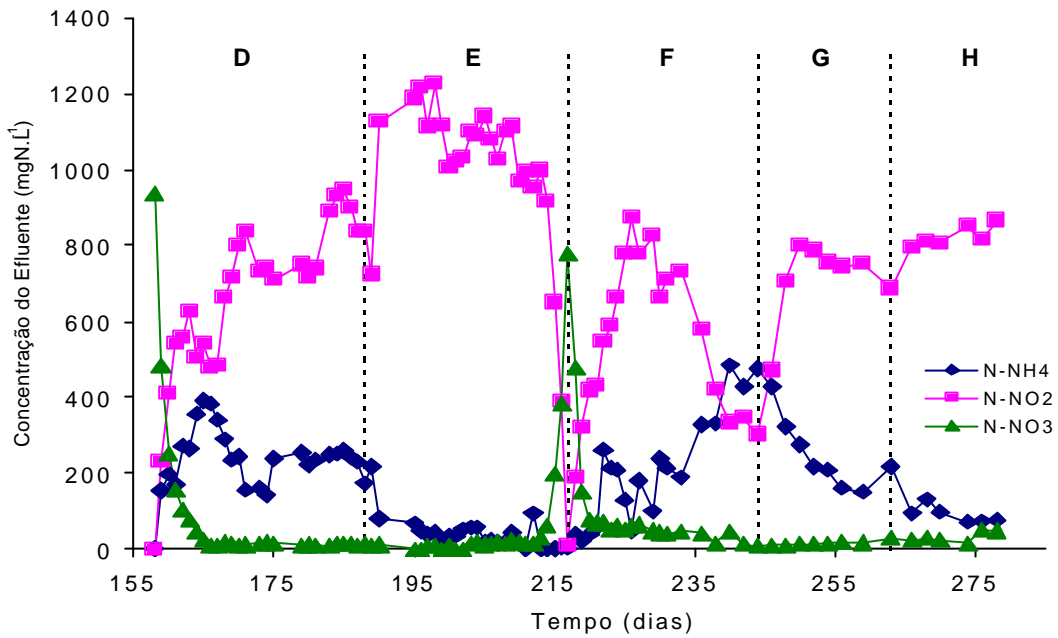


Figura 5.38: Concentração de amônio, nitrito e nitrato, durante as fases D, E, F e G, para o Reator II, segunda etapa.

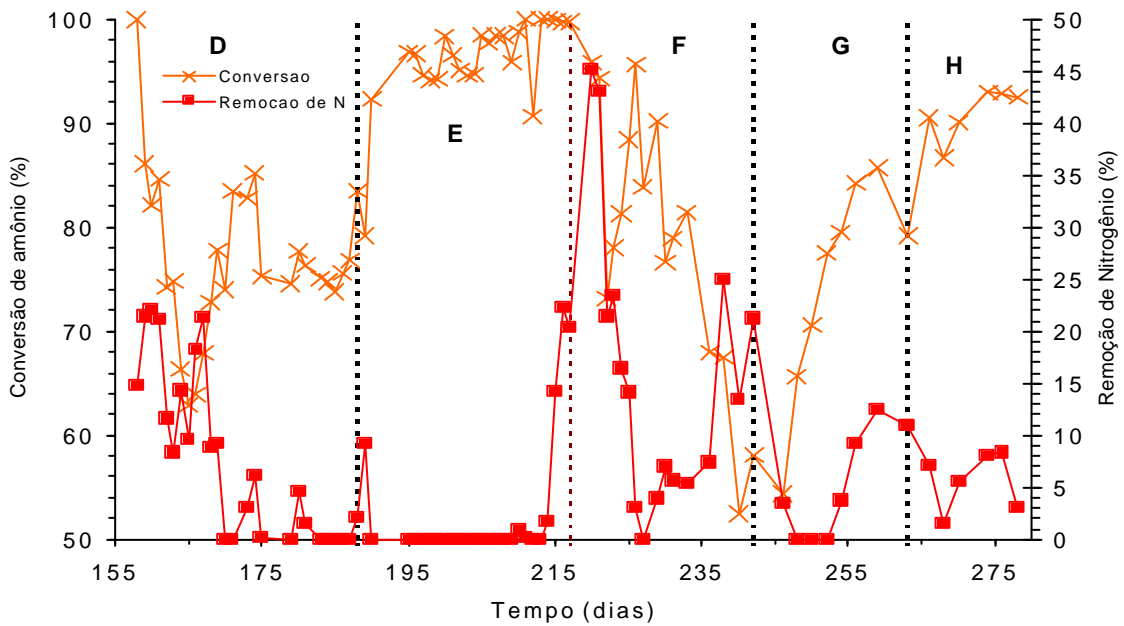


Figura 5.39: Conversão do amônio às demais formas nitrogenadas e remoção de nitrogênio, para as fases D, E, F e G, Reator II, segunda etapa.

As velocidades de conversão de substrato e de geração de produto, foram calculadas para a fase H, correspondente ao período do dia 266 a 278, na qual o reator estava operando com uma carga média de $501 \text{ mgN-NO}_2\cdot\text{L}^{-1}$, valor cerca de 50 % superior a carga aplicada na primeira etapa deste reator.

Para o cálculo da velocidade específica de consumo de amônio foi utilizada a equação 5.2, apresentada na primeira etapa do Reator I.

Considerando:

$$[\text{N-NH}_4] = 90,6 \text{ mgN-NH}_4\cdot\text{L}^{-1}$$

$$[\text{N-NH}_4]_0 = 1003 \text{ mgN-NH}_4\cdot\text{L}^{-1}$$

$$X = 1,27 \text{ gSST}\cdot\text{L}^{-1}$$

$$D = 0,52 \text{ d}^{-1}$$

Obtém-se:

$$m_{\text{N-NH}_4} = \frac{374 \text{ mgN-NH}_4}{\text{gSST}\cdot\text{d}}$$

Tendo também a velocidade de consumo de amônio como:

$$r_{\text{N-NH}_4} = \frac{475 \text{ mgN-NH}_4}{\text{L}\cdot\text{d}}$$

Através da equação 5.4 calculou-se a velocidade específica de formação do produto, e considerando:

$$[\text{N-NO}_2] = 824 \text{ mgN-NO}_2\cdot\text{L}^{-1}$$

$$X = 1,27 \text{ gSST}\cdot\text{L}^{-1}$$

$$D = 0,52 \text{ d}^{-1}$$

Obtém-se:

$$m_{\text{N-NO}_2} = \frac{337 \text{ mgN-NO}_2}{\text{gSST}\cdot\text{d}}$$

O valor encontrado de velocidade de consumo de substrato é superior, aos anteriores, tanto para o reator I, quanto para a primeira etapa do reator II. Isto demonstra que mesmo diante de uma concentração elevada de nitrito, a maior disponibilidade de amônio acompanhada de uma superior concentração celular, contribuiu para um aumento na velocidade do processo oxidativo.

Medida da atividade nitrificante das células através da respirometria, para a segunda etapa do reator II

Para a segunda etapa de experimentos realizadas no Reator II, a respirometria também foi utilizada como ferramenta para quantificar o estado fisiológico das células, através da medida da velocidade específica de respiração celular.

Os dados de respirometria que serão apresentados a seguir visam verificar as condições das células primeiramente em pH constante, tendo o reator em diferentes situações de alimentação e limitação de oxigênio. A seguir buscou-se verificar a influência da variação do pH na velocidade específica de respiração celular, bem como avaliar o comportamento dos parâmetros cinéticos nas diferentes condições de operação do reator.

5.4.1.1 Medidas de velocidade específica de respiração sob diferentes condições de operação do reator e pH constante

A Tabela 5.19 apresenta os dados de velocidade de respiração e concentrações do efluente medidas, para distintos dias de operação e valores de pH em torno de 7,5. As curvas completas da concentração de oxigênio dissolvido medido em função do tempo, usadas na determinação da velocidade de respiração celular (QO_2X), para os dias de experimento apresentados na Tabela 5.19, encontram-se no Anexo C.

Tabela 5.19. Dados de velocidade de respiração e as respectivas concentrações de amônio, nitrito e nitrato na saída do reator II, segunda etapa.

Dia	N-NH ₄ mgN.L ⁻¹	N-NO ₂ mgN.L ⁻¹	N-NO ₃ mgN.L ⁻¹	pH	X gSST.L ⁻¹	QO ₂ X mgO ₂ .(L.min) ⁻¹	QO ₂ mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹
34 ^a	55,84	0,00	474,90	7,49	0,96	1,375	1,432
44 ^b	59,89	0,00	643,95	7,53	1,88	2,696	1,434
57 ^b	75,20	0,00	725,10	7,51	1,90	2,337	1,230
132 ^c	0,00	8,69	960,98	7,50	2,39	3,696	1,546
179 ^d	253,78	750,73	10,19	7,80	4,05	4,830	1,193
188 ^d	172,45	839,52	12,65	7,48	3,67	3,518	0,959
217 ^e	2,65	10,03	779,18	7,50	1,34	2,049	0,843
266 ^f	92,98	796,77	24,85	7,45	2,24	2,462	1,099

a: fase A; b: fase B; c: fase C; d: fase D; e: fase E; f: fase H.

Através da Tabela 5.19 é possível observar que os mais baixos valores de velocidade específica de respiração são obtidos nos dias em que se tem as mais altas concentrações de nitrito. O dia 217 é uma exceção a este fato, mas cabe salientar que a concentração de amônio presente é praticamente zero, o que pode ter causado uma inibição da respiração por carência de substrato.

A Figura 5.40 mostra a variação da velocidade específica em função do tempo, através da qual é possível observar claramente que os valores de respiração decrescem com o aumento da concentração de nitrito.

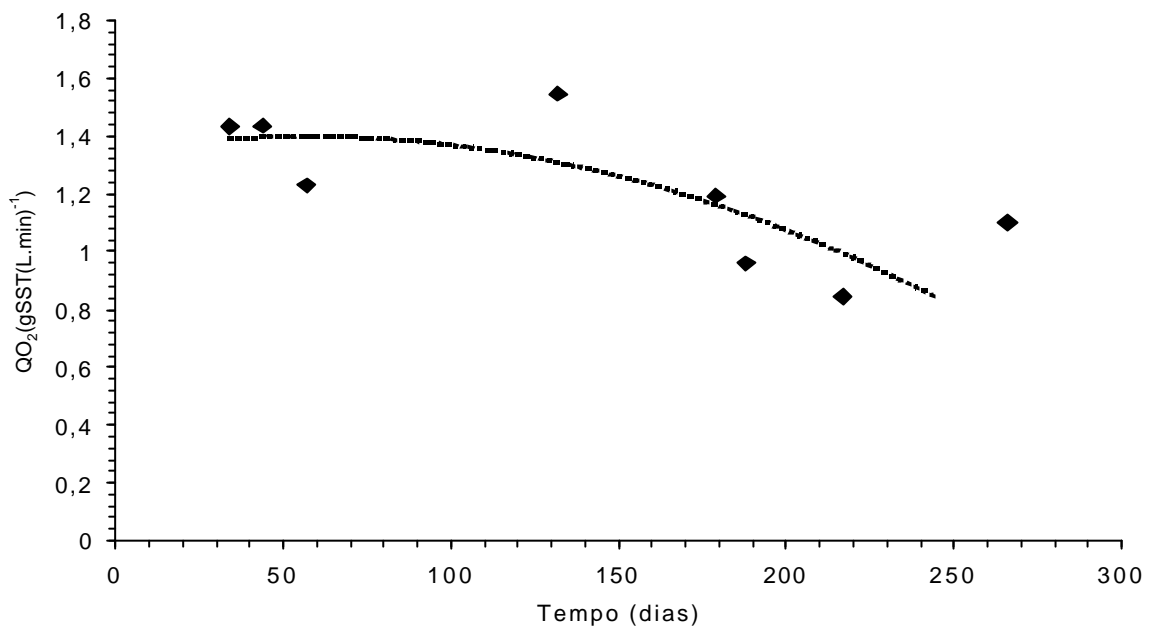


Figura 5.40. Variação da velocidade específica de respiração em função do tempo, para a segunda etapa do reator II.

Ao final do período de operação do reator (dia 271, fase H), foi realizado um experimento de acompanhamento da velocidade específica de respiração e concentrações de amônio, nitrito e nitrato no efluente, pelo período de 23 horas.

A Tabela 5.20 apresenta os dados ao longo do período em que foi realizado o experimento.

Tabela 5.20: Dados de velocidade de respiração celular e as respectivas concentrações de amônio, nitrito e nitrato realizadas no reator II, segunda etapa, pelo período de 23 horas.

Tempo (h)	N-NH₄ mgN.L ⁻¹	N-NO₂ mgN.L ⁻¹	N-NO₃ mgN.L ⁻¹	pH	X gSST.L ⁻¹	QO₂ mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹
0	120,73	741,52	22,49	7,50	2,46	0,770
2	150,40	741,52	21,41	7,50	2,22	0,634
3				7,50	2,12	0,635
4	172,41	700,07	21,77	7,50	2,02	1,110
5				7,50	1,95	1,136
6	159,97	717,34	18,33	7,50	1,88	1,277
7				7,50	1,78	1,246
8	153,27	755,33	19,60	7,50	1,74	1,245
9				7,50	1,67	1,276
10	150,40	831,31	15,26	7,50	1,64	0,812
11				7,50	1,57	1,211
13	140,83	803,68	21,23	7,50	1,53	1,084
14				7,50	1,48	0,908
15	132,22	755,33	24,48	7,50	1,44	1,248
16				7,50	1,40	0,853
17	141,78	814,04	22,31	7,50	1,37	1,363
18				7,50	1,33	0,974
19	132,22	820,95	24,12	7,50	1,30	1,072
20				7,50	1,29	1,195
21	118,82	879,66	27,38	7,50	1,29	0,952
22				7,50	1,29	1,025

Os resultados obtidos durante as 23 horas de acompanhamento, do reator II, segunda etapa, referentes as concentrações do efluente e QO₂, são mostradas na Figura 5.41, na qual é possível observar que não ocorre uma variação significativa dos dados ao longo do período. Isto possibilita, o cálculo da média dos valores de QO₂ (QO₂=1,05 mgO₂.(gSST.min)⁻¹), o desvio padrão (0,21) e o intervalo de confiança da média (QO₂ = 1,05 ± 0,06 mgO₂.(L.min)⁻¹) com nível de significância de 95%.

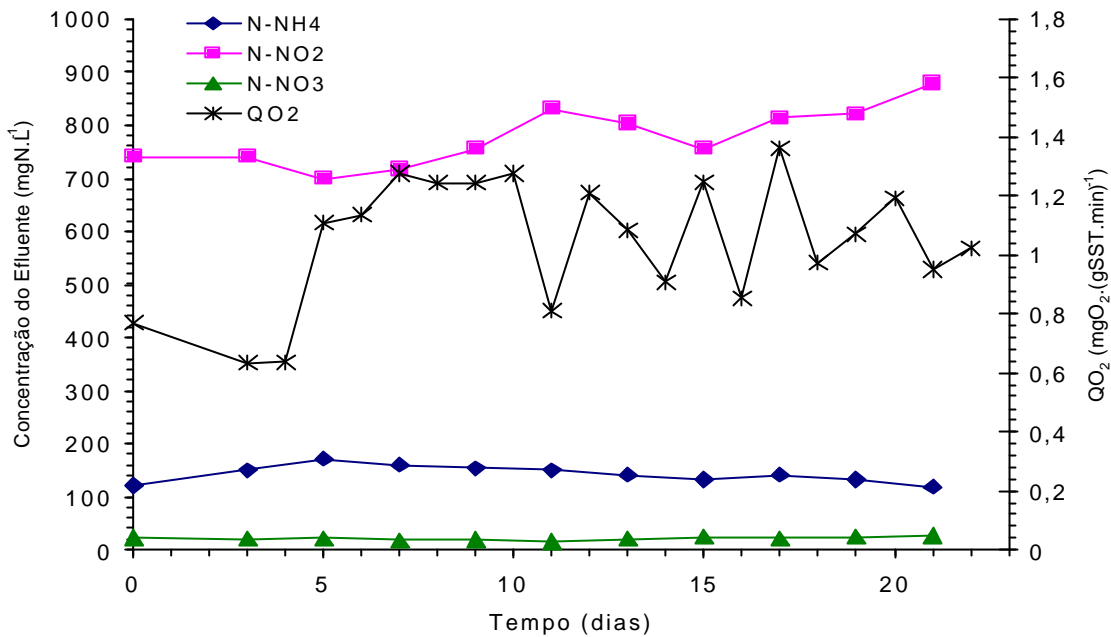


Figura 5.41. Concentrações de amônio, nitrito, nitrato e QO₂, para o acompanhamento de 23 horas, na segunda etapa, reator II.

O experimento apresentado acima foi também utilizado para quantificar a quantidade de oxigênio consumida pelos microrganismo, durante um ciclo completo de operação do reator. Da mesma forma que apresentado anteriormente foi calculada a quantidade de oxigênio teórica e prática necessária para oxidação do amônio introduzido no reator, no dia do experimento, a fim de comparar os dados obtidos com o valor estequiométrico dado por Henze *et al.* (1997) com os dados experimentais.

Para o cálculo da massa de oxigênio teórica necessária para oxidar o amônio inserido no reator pelo período de 23 horas, fez-se as mesmas considerações apresentadas para o Reator I, na primeira etapa.

Utilizando-se a equação 5.8 (item 5.1.4), e considerando:

$$\text{Concentração do meio de alimentação} = 1034 \text{ mgN-NH}_4\text{.L}^{-1}$$

$$\text{Volume alimentado durante as 23 horas} = 1000 \text{ mL (F} = 43,5 \cdot 10^{-3} \text{ L.h}^{-1}\text{)}$$

$$\text{Concentração de N-NH}_4 \text{ presente no reator} = 143 \text{ mgN-NH}_4\text{.L}^{-1} \text{ (valor médio)}$$

Tem-se:

$$r_{N-NH_4.NO_2} * V = 39 \text{ mgN/Lh}$$

Através da equação 5.9 (item 5.1.4):

$$m_{NH_4.NO_2} = 897 \text{ mgN} - NH_4$$

Sendo:

$$3,24 \text{ mgO}_2 / \text{mgN} - NH_4 * 897 \text{ mgN} - NH_4 = 2,91 \text{ gO}_2$$

Então, 2,91 gO₂, é a massa de oxigênio teórica necessária para oxidar o amônio inserido no reator pelo período de 23 horas.

Através dos dados experimentais, calculou-se a massa de oxigênio efetivamente utilizada para oxidação do amônio a nitrito, consumida ao longo das 23 horas de operação do reator.

Como o acompanhamento foi corrido durante a fase H, em que o reator estava sob aeração durante 30 minutos e sob anaerobiose por mais 30 minutos, a massa de oxigênio utilizado durante o período deve ser a soma durante a fase aeróbia (considerou-se 33 minutos) e anaeróbia (considerou-se 27 minutos).

Para o cálculo da massa de oxigênio consumida durante a fase aeróbia, aplicou-se a equação 5.10, utilizando os valores experimentais de QO₂X apresentados na Tabela 5.20.

Para o cálculo da massa de oxigênio utilizada durante a fase anaeróbia utilizou-se a equação 4.7, que descreve o balanço de oxigênio no meio líquido levando em conta a transferência de oxigênio da fase gasosa para a fase líquida. Considerando-se a variação da concentração de oxigênio dissolvido no líquido nula (dC/dt = 0) e tendo-se o valor experimental de K_La (item 4.4.2), obteve-se os valores experimentais de QO₂X através da equação 5.11. Para os cálculos considerou-se C_s = 7,244 mgO₂.L⁻¹, T = 32,5 °C e C = 0,1 mgO₂.L⁻¹. Com os dados calculados de QO₂X, utilizou-se a equação 5.10 e obteve-se a massa de oxigênio utilizada durante a fase anaeróbia.

A Tabela 5.21 apresenta a massa total de oxigênio consumida ao longo das duas fases durante as 23 horas de acompanhamento do reator II, segunda fase.

Tabela 5.21. Massa total de oxigênio consumida ao longo das 23 horas de acompanhamento do reator II, segunda fase, a partir dos dados experimentais de respiração celular.

Tempo (h)	Fase aeróbia		Fase anaeróbia	
	QO ₂ X mgO ₂ .L ⁻¹ .min ⁻¹	O ₂ Consumido (mg)	QO ₂ X mgO ₂ .L ⁻¹ .min ⁻¹	O ₂ Consumido (mg)
1	1,893	65,59	0,320	9,08
2	0,649	23,56	0,298	8,84
3	1,408	53,90	0,272	8,52
4	1,347	54,01	0,250	8,21
5	2,243	94,37	0,228	7,86
6	2,215	96,49	0,213	7,58
7	2,4	108,90	0,195	7,25
8	2,217	105,72	0,175	6,84
9	2,166	105,79	0,166	6,65
10	2,131	108,30	0,152	6,33
11	1,332	69,01	0,146	6,18
12	1,902	102,94	0,133	5,88
13	1,659	92,52	0,125	5,70
14	1,344	77,17	0,118	5,56
15	1,797	106,15	0,113	5,46
16	1,194	72,30	0,109	5,41
17	1,867	116,14	0,106	5,41
18	1,295	82,69	0,105	5,47
19	1,394	91,54	0,104	5,60
20	1,541	101,71	0,104	5,63
21	1,228	81,05	0,104	5,63
22	1,322	87,25	0,104	5,63
Total		1897		145

Com base nos dados experimentais das fases aeróbia e anaeróbia, chegou-se a uma massa de 2,04 gO₂ consumida ao longo do processo, valor 70% do total de oxigênio teórico necessário para a oxidação da massa de nitrogênio introduzida no reator.

Os resultados encontrados são semelhantes aos obtidos na primeira etapa do reator I, na qual a massa de oxigênio consumida representava 81 % do oxigênio teórico. Da mesma forma, constata-se que nos períodos sem aeração ocorre uma drástica redução dos

valores de QO_2 nas células, o que poderia ocasionar um eliminação de nitrogênio conforme mencionado anteriormente

5.4.1.2 Medidas de velocidade específica de respiração sob diferentes condições de operação do reator com variação de pH

Da mesma forma que apresentado anteriormente, para a segunda etapa do Reator II, determinaram-se valores da respiração celular em diferentes valores de pH, a fim de avaliar os efeitos do pH no metabolismo das bactérias nas diferentes condições que estavam sendo aplicadas no presente reator.

A Tabela 5.22 apresenta dados de respiração referentes ao dia 34 e 44, os quais não apresentavam nitrito no efluente e, portanto, não deveriam estar sobre influência do ácido nitroso, quando em valores baixos de pH.

Tabela 5.22. Dados de velocidade específica de respiração em função do pH e concentração do efluente nos dias 34 e 44, na segunda etapa para o Reator II.

Dia	pH	SST gSST.L ⁻¹	QO ₂ mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹	N-NH ₄ mg.L ⁻¹	N-NO ₂ mg.L ⁻¹	N-NO ₃ mg.L ⁻¹
34	7,49	0,96	1,432	56	-	475
	5,53	0,96	0,396			
44	7,53	1,88	1,434	60	-	644
	6,32	1,88	0,698			

A Tabela 5.22 (dados para obtenção de QO_2 no Anexo C) exhibe claramente o efeito que o pH exerce na respiração das bactérias. Tanto no dia 34 quanto para o dia 44, o comportamento frente a valores baixos de pH são análogos. Este dado mostra a importância da manutenção do pH em um sistema de tratamento de efluentes, a fim de garantir condições favoráveis para o bom desempenho das bactérias nitrificantes.

A Figura 5.42 mostra uma maior varredura dos valores de velocidade específica de respiração em função do pH, para os dias 57 e 132, nos quais também não havia a presença de nitrito no efluente do reator. O comportamento é similar ao encontrado na segunda etapa do Reator I, na qual os maiores valores de QO_2 oscilavam entre o pH 7 e 8, e também não havia a presença de ácido nitroso no reator.

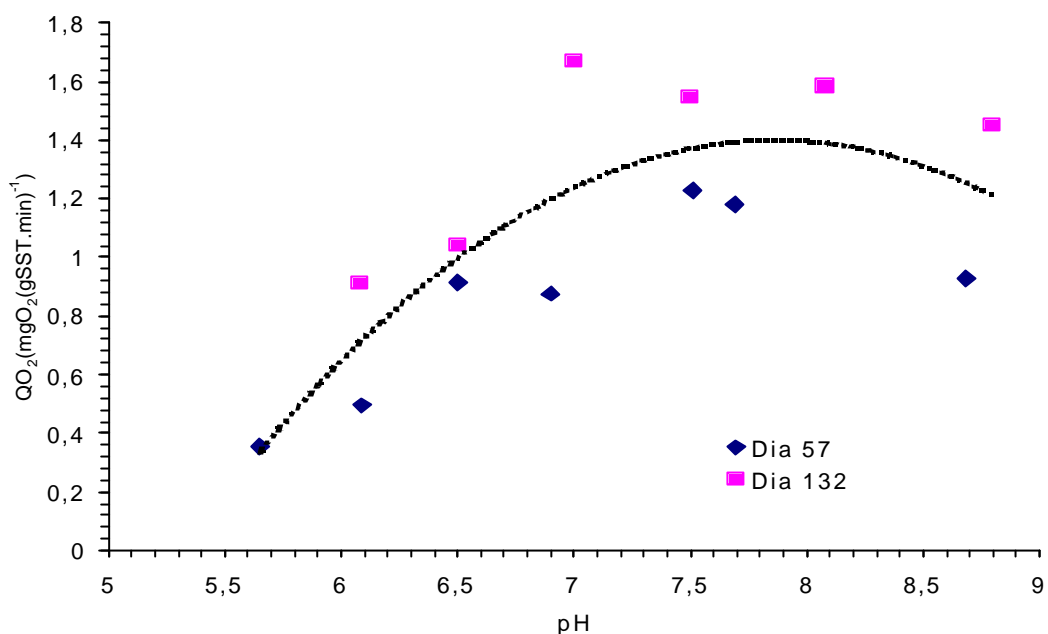


Figura 5.42. Variação da velocidade específica de respiração em função do pH, para os dias 57 e 132, referentes a segunda etapa do Reator II.

A Figura 5.43 mostra os dados referentes ao dia 188, de operação do reator, no qual a concentração de nitrito era da ordem de $840 \text{ mgN-NO}_2\text{.L}^{-1}$, o que causou uma inibição acentuada em pH inferior a 7, a exemplo do ocorrido na segunda etapa do Reator I (Figura 5.26). Os dados referentes a Figura 5.43 encontram-se no Anexo E, no qual pode ser constatada a alta concentração de ácido nitroso presente no reator a partir do pH 7, o que deve-se ao fato de se ter alta concentração de nitrito presente neste dia.

Estes dados vem de acordo com o descrito por Anthonnisen (1976), já apresentado anteriormente, que indicou a ocorrência de inibição da nitrificação pelo HNO_2 na faixa de $0,22$ e $2,8 \text{ mgN.L}^{-1}$.

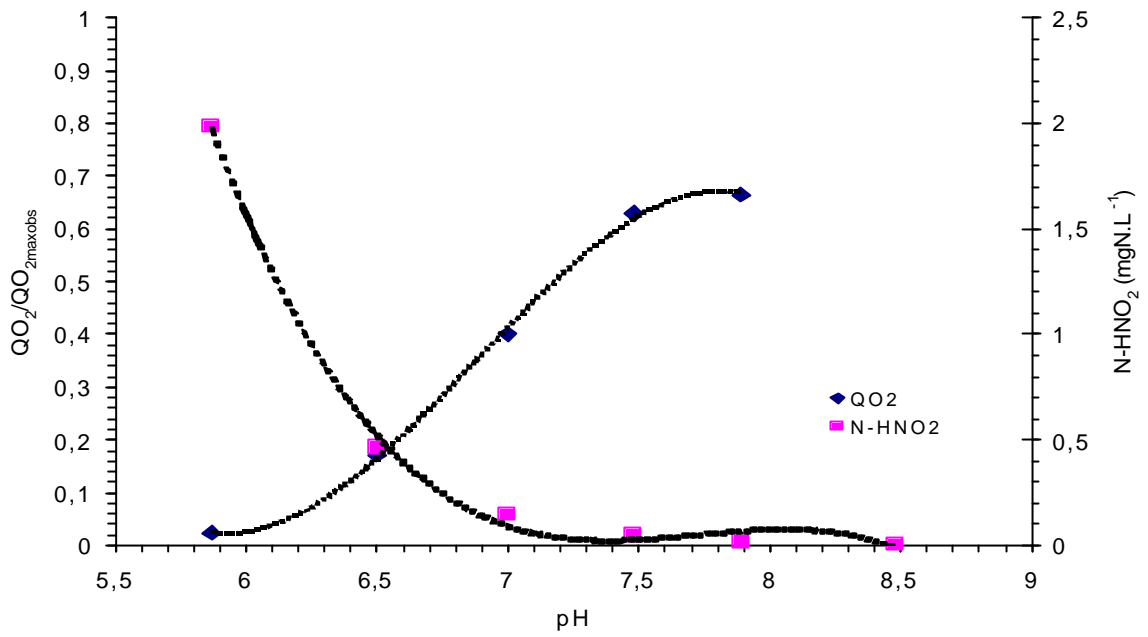


Figura 5.43. Variação da velocidade específica de respiração e concentração de ácido nitroso em função do pH, para o dia 118, da segunda etapa do Reator II.

❖ Considerações finais sobre o Reator II

A lavagem aplicada às células na primeira etapa do reator, não se mostrou eficiente, devido às condições desfavoráveis apresentadas pelo inóculo no momento da execução. Entretanto, o aumento da concentração celular através da operação com cargas de nitrogênio ampliadas em função do tempo, mostrou-se satisfatória.

O acúmulo de nitrito no reator somente foi atingido quando houve uma interrupção de 50 horas na aeração e o reator estava operando com uma carga nitrogenada 50% maior que a inicial.

A exemplo do ocorrido na primeira etapa do reator, o aumento da concentração celular, através da operação com cargas nitrogenadas ampliadas gradativamente se mostrou eficiente, nas fases em que o reator operava sob aeração plena.

Durante os períodos de limitação de oxigênio, ocorreu claramente uma perturbação no sistema. O crescimento celular não se mostrou exponencial e houve acúmulo de amônio nos períodos de maior limitação de oxigênio, como por exemplo, na Fase D (15 minutos aerando e 1 hora sem aeração). Estes resultados sugeriram ajustes nos períodos de aeração do reator, o que foi realizado ao longo de todo experimento. Com o aumento da aeração, para 30 minutos por hora, o valor da concentração do amônio, ficou em torno de $100 \text{ mgN-NH}_4\text{.L}^{-1}$. Entretanto, mesmo sendo atingidos altos valores percentuais de conversão de amônio, esta não foi completa, possivelmente pelas elevadas concentrações de nitrito, o que deve ter causado a inibição das bactérias oxidadoras de amônio (BOA).

O aumento de carga realizado proporcionou elevadas concentrações de nitrito, entretanto o valor da velocidade de consumo de substrato é superior aos anteriores, tanto para o reator I, quanto para a primeira etapa do reator II. Isto demonstra que, mesmo diante de uma concentração elevada de nitrito, a maior disponibilidade de amônio acompanhada de uma maior concentração celular, contribui para um aumento na velocidade do processo oxidativo.

6. CONCLUSÕES

Os resultados obtidos, ao longo das duas etapas de ensaios realizados, permitem chegar às conclusões expostas a seguir.

Reator I – Primeira Etapa

* A obtenção de um lodo proveniente de um sistema de lodos ativados e a utilização de meio autotrófico para alimentação, propiciou a seleção de microrganismos autótrofos com elevada atividade nitrificante, o que favoreceu a utilização do inóculo para os reatores apresentados.

* As três lavagens das células, aplicadas ao reator I, enquanto estratégia de seleção de cepas se mostrou efetiva. Entretanto, a continuidade dos ensaios mostrou que a situação alcançada de geração de nitrito, após as lavagens, não eram estáveis. Desta forma, foi imposta a limitação de oxigênio gradativamente ao sistema, até ter-se ciclos de 15 minutos de aeração e 45 minutos sem aeração (fase D), o qual apresentou acúmulo imediato de nitrito.

* A velocidade específica de consumo de substrato foi de $\mu_{N-NH_4} = 444 \text{ mgN-NH}_4 \cdot (\text{gSST} \cdot \text{d})^{-1}$. O valor do fator de conversão de substrato em células foi de $Y_{x/NH_4} = 0,12 \text{ gSST/gN-NH}_4$, sendo bastante próximo do citado na literatura ($0,147 \text{ godm} \cdot (\text{gN-NH}_4)^{-1}$).

* O valor da velocidade específica de respiração celular mostrou um aumento ao longo do tempo, indicando uma real melhora no estado das células e aumento da especificidade das mesmas pelo substrato, o que indica um aumento das bactérias oxidadoras de amônio.

* Através do acompanhamento do comportamento do reator pelo período de 24 horas, foi possível avaliar a quantidade de oxigênio consumida e comparar este dado com o proposto na literatura. Chegou-se a uma massa de oxigênio 81 % inferior à teórica necessária, o que sugere a possibilidade de eliminação de nitrogênio, conforme processos em que a limitação de oxigênio é utilizada, como por exemplo, no processo OLAND.

Reator I – Segunda Etapa

* O reator apresentou concentrações da ordem de $450 \text{ mgN.NO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ e em estado estacionário com a condição de 15 minutos aerando e 1 hora sem aeração.

* O valor da velocidade específica de consumo de substrato ($\mu_{N-NH_4} = 321 \text{ mgN-NH}_4 \cdot (\text{gSST} \cdot \text{d})^{-1}$) foi inferior ao calculado na primeira etapa do reator, lembrando-se que, nesta segunda etapa, o reator não sofreu o processo de lavagem aplicado anteriormente que permitiu uma melhor seleção das bactérias oxidadoras de amônio.

* Com a adição de 100 % da quantidade estequiométrica de acetato a desnitrificação atingiu algo como 85 % de eliminação de nitrogênio a partir do nitrito, o que permite imaginar que uma quantidade da ordem de 1,25 vezes a quantidade estequiométrica, poderá ser eficiente para promover uma completa desnitrificação.

* O acompanhamento do reator pelo período de 18 horas levou à obtenção de uma massa de oxigênio experimental de 69 % em relação ao valor teórico, dado este similar ao encontrado na primeira etapa do reator, na qual o meio de alimentação não continha material orgânico e a limitação da aeração era de 45 minutos em 1 hora. Desta forma, percebe-se que as bactérias heterotróficas têm dificuldades na retomada da respiração, diferentemente do que ocorre com as BOA.

* A avaliação da velocidade específica de respiração celular frente a variações no pH, mostrou que a máxima velocidade é atingida para uma faixa de pH entre 7,7 e 8,2. Para valores de pH abaixo de 7, ocorre uma clara inibição da velocidade de respiração, em virtude de dois fatores, ou seja, a limitação da disponibilidade de NH_3 e a inibição pelo ácido nítrico.

Reator II – Primeira Etapa

* O acúmulo de nitrito, em torno de $600 \text{ mgN-NO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$, somente foi atingido quando houve uma interrupção da aeração de 50 horas e o reator estava operando com uma carga nitrogenada 50 % maior que a inicial.

* A velocidade específica de consumo de substrato ($\mu_{N-NH_4} = 450 \text{ mgN-NH}_4 \cdot (\text{gSST} \cdot \text{d})^{-1}$) e a velocidade de consumo de substrato ($r_{N-NH_4} = 360 \text{ mgN} \cdot (\text{L} \cdot \text{d})^{-1}$) foram superiores às obtidas no reator I, na fase anterior à colocação de acetato. Isto deve-se principalmente ao fato de haver uma maior disponibilidade de amônio (cerca de 50 % acima das verificadas no reator I), para uma mesma concentração celular.

* O acompanhamento do reator pelo período de 24 horas, chegou-se a uma massa de $2,21 \text{ gO}_2$ consumida ao longo do processo, valor este 10% superior ao total de oxigênio teórico necessário para a oxidação do amônio introduzido no reator. Desta maneira, pode-se dizer que a estequiometria proposta é adequada e, portanto, nos ensaios com períodos de anaerobiose, de fato, estariam ocorrendo outros fenômenos, conforme comentado.

Reator II – Segunda Etapa

* Durante a operação do reator sob condições de aeração contínua o crescimento celular mostrou-se exponencial, estando o reator operando em plena nitrificação e sendo nula a concentração de nitrito.

* O aumento da limitação de oxigênio no reator ocasionou um acúmulo de amônio, forçando desta forma um ajuste entre os períodos de operação com e sem aeração.

* O valor encontrado de velocidade de consumo de substrato ($r_{N-NH_4} = 475 \text{ mgN} \cdot (\text{L} \cdot \text{d})^{-1}$) é superior aos anteriores, tanto para o reator I, quanto para a primeira etapa do reator II.

* Com base nos dados experimentais obtidos durante o acompanhamento de 23 horas, chegou-se a uma massa de $2,04 \text{ gO}_2$ consumida ao longo do processo, valor 70% do total de oxigênio teórico necessário para a oxidação da massa de nitrogênio introduzida no reator. Os resultados encontrados são semelhantes aos obtidos na primeira etapa do reator I, na qual a massa de oxigênio consumida representava 81 % do oxigênio teórico. Da mesma forma, constata-se que nos períodos sem aeração ocorre uma drástica redução dos valores de QO_2 nas células, o que poderia ocasionar um eliminação de nitrogênio.

* Durante as determinações da velocidade de respiração celular, foi possível constatar um comportamento análogo ao demonstrado na segunda etapa, do reator I, no qual os maiores valores de QO_2 oscilavam entre o pH 7 e 8, sem a presença de ácido nitroso no reator. Para concentrações de nitrito da ordem de $840 \text{ mgN-NO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$, houve uma forte inibição para pH inferior a 7, também a exemplo do ocorrido na segunda etapa do reator I.

7. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Reator I:

- Aumentar a quantidade de acetato de sódio adicionado ao meio de alimentação, buscando, desta forma, a desnitrificação completa através das bactérias heterotróficas.
- Promover um aumento de carga através da diminuição do Tempo de Retenção Hidráulica ou através do aumento da concentração de amônio no meio de alimentação.

Reator II:

- Promover o aumento de carga através da diminuição do Tempo de Retenção Hidráulica, uma vez que a concentração do meio de alimentação já estava em níveis elevados.
- Aumentar o tempo de aeração, para facilitar o crescimento celular, objetivando a possibilidade de maiores valores para as velocidades de conversão. Entretanto, deve-se manter altos níveis de concentração de nitrito com a finalidade de inibir as bactérias oxidadoras de nitrito. A seqüência realizada em distintos períodos de aeração e sem aeração, tiveram dois objetivos: inibir as bactérias oxidadoras de nitrito e buscar uma aumento da concentração celular.

Se em determinadas condições o primeiro objetivo foi alcançado, o segundo não o foi, pois se trabalhou com concentrações celulares mais reduzidas do que a alcançada nos períodos com plena aeração. Desta forma, parece evidente que devem existir melhores condições para que ambos os objetivos sejam alcançados. Possivelmente isto seria realizado juntando-se as observações feitas nas duas etapas do reator II, ou seja, criar condições para inibir as bactérias oxidadoras de nitrito e, a seguir, passar para períodos com aeração plena até que algum nitrato volte a ocorrer. Isto deverá ser repetido tantas vezes quanto venha a ser necessário, buscando otimizar o processo em torno da concentração celular. Isto é importante, pois altas concentrações de nitrito acabam inibindo parcialmente as oxidadoras de amônio e, portanto, altas velocidades para o processo oxidativo apenas poderão ser alcançadas aumentando a concentração celular.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABELING, U.; SEYFRIED, C. F.. "Anaerobic-Aerobic treatment of high-strength ammonium wastewater – nitrogen removal via nitrite". *Water Science Research* Vol. 26, No. 5-6, p. 1007-1015, 1992.
- ANTHONISEN, A. C.; LOEHR, R. C.; PRAKASAN, T. B. S.; SRINATH, E. G.. "Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid". *Journal WPCF*, Vol. 48, No. 5, p. 835-852, 1976.
- APHA, AWWA, WEF.. "standard methods for the examination of water and wastewater". 19th. edn. American Public Health Association. Washington, DC, 1995.
- BROCK, T. D.; MADIGAN, M. T.; MARTINKO, J. M.; PARKER, J.. "Biology of Microorganisms". 8^a Edição. New Jersey. Prentice Hall, 1997.
- CAMPOS, J. L.; GARRIDO-FERNÁNDEZ, J. M.; MÉNDEZ, R.; LEMA, J. M.. "Nitrification at high ammonia loading rates in a activated sludge unit". *Bioresource Technology*, 68, p. 141-148, 1999.
- CATALDO, D. A.; HAROON, M.; SCHRADER, L. E.; YOUNGS, V. L. "Rapid colorimetric determination of nitrate in plant tissue by nitration of salicylic acid". *Comum Soil Sci Plant Anal.* Vol 6, p. 71-80, 1975.
- DURAN, J.. Remoção de nutrientes(N e P). CBAB, MCT/CNPq, ALFA, FURB, CPGENQ/UFSC, material didático referente In: IV Curso de tratamento Biológico de resíduos. Florianópolis – SC, 1999.
- EGLI, K.; FANGER, U.; ALVAREZ, P. J. J.; SIEGRIST, H.; VAN DER MEER, J. R.; ZEHNDER, A. J. B.. "Enrichment and characterization of an anammox bacterium from a rotating biological contactor treating ammonium-rich leachate". *Archives of Microbiology*, 175, p. 198-207, 2001.
- EPA – Environmental Protection Agency – USA. "Nitrogen Control". EPA/625/R-93/010, setembro, 1993.

- FACCIOTTI, M. C. R.. "Fermentação contínua". In: Schmidell, W.; Lima, U. A.; Aquarone, E.; Borzani, W.. "Biotecnologia Industrial". Vol 2, Edgard Blücher Ltda., São Paulo, SP, p. 223-246, 2001.
- FUX, C.; BOEHLER, M.; HUBER, P.; BRUNNER, I.; SIEGRIST, H.. "Biological treatment of ammonium-rich wastewater by partial nitritation and subsequent anaerobic ammonium oxidation (anammox) in a pilot plant". *Journal of Biotechnology*, 99, p. 295-306, 2002.
- GARRIDO, J. M.; VAN BENTHUM, W. A. J.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M.; HEIJNEN, J. J.. "Influence of dissolved oxygen concentration on nitrite accumulation in a biofilm airlift suspension reactor. *Biotechnol. Bioeng.* 53, p. 168-178, 1997.
- GHYOOT, W.; VANDAELE, S.; VERSTRAETE, W.. "Nitrogen removal from sludge reject water with a membrane-assisted bioreactor". *Water Research*. Vol. 33, p. 23-32, 1999.
- GOMBERT, A. K.. Departamento de Engenharia Química da Escola Politécnica – USP. (Informação Pessoal). 2002.
- GRAY, N. F.. "Biology of wastewater treatment". Oxford University Press. New York, US, 1992.
- GUPTA, A. B.. "*Thiosphaera pantotropha*: a sulphur bacterium capable of simultaneous heterotrophic nitrification and aerobic denitrification". *Enzyme and Microbial Technology*. Vol. 21, p. 589-595, 1997.
- HAGOPIAN, D. S. & RILEY, J. G.. "A closer look at the bacteriology of nitrification". *Aquacultural Engineering*, 18, p. 223-244, 1998.
- HELLINGA, C.; SCHELLEA, A. A. J. C.; MULDER, J. W.; LOOSDRECHT, M. C. M.; HEIJNEN, J. J.. "The SHARON process: an innovative method for nitrogen removal from ammonium-rich wastewater". *Water Science Technology*. No. 9, p. 135-142, 1998.
- HENZE, M.; HARREMOES, P.; JANSEN, J. C.; ARVIN, E.. "Wastewater treatment – Biological and chemical process". Springer Verlag, 2ª Edição, Alemanha, 1997.

- HISS, H. "Cinética de Processos Fermentativos". In: SCHMIDELL, W.; LIMA, U. A.; AQUARONE, E.; BORZANI, W.. "Biotecnologia industrial", Vol. 2, Edgard Blücher Ltda., p. 93-121, 2001.
- HUNIK, J. H.; MEIJER, H. J. G.; TRAMPER, J.. "Kinetics of *Nitrobacter agilis* at extreme substrate, product and salt concentrations". Applied and Microbiology Biotechnology, Vol. 40, p. 442-448, 1993.
- MADIGAN, T. M.; MARTINKO, J. M.; PARKER, J.. "Brock biology of microorganisms". Prentice Hall, Inc., 8ª Edição, N.Y., 1997.
- MULDER, A.; VAN DE GRAAF, A. A.; ROBERTSON, L. A.; KUENEN, J. G.. "Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized bed reactor". FEMS Microbiology Ecology, Vol. 16, p. 177-184, 1995.
- MULDER, J. W. & VAN KEMPEN, R.. "N-removal by SHARON". Water Quality Intern., Vol. 2, p. 30-31, 1997.
- PATUREAU, D.; BERNET, N.; DELGENÈS, J. P.; MOLETTA, R.. "Effect of dissolved oxygen and carbon-nitrogen loads on denitrification by an aerobic consortium". Applied Microbiology and Biotechnology. Vol. 54, p. 535-542, 2000.
- POLICE, A.; TANDOI, V.; LESTINGI, C.. "Influence of aeration and sludge retention time on ammonium oxidation to nitrite and nitrate". Water Research. Vol. 36, p. 2541-2546, 2002.
- JETTEN, M.S.M.; LOGEMANN, S.; MUYZER, G.; ROBERTSON, L. A.; DE VRIES, S.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; KUENEN, J.G.. "Novel principles in the microbial conversion of nitrogen compounds". Applied Water Management Research, 71, p. 75-93, 1997.
- JETTEN, M. S. M.; SLIEKERS, A. O.; THIRD, K. A.; ABMA, W.; KUENEN, J. G.. "CANON and Anammox in a gas-lift reactor". FEMS Microbiology Letters 218, p. 339-344, 2002.
- JETTEN, M. S. M.; STROUS, M.; VAN DE GRAAF, A. A.; LOGEMANN, S.; MUYZER, G.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M.; KUENEN, J. G.. "The anaerobic oxidation of ammonium". FEMS Microbiology Reviews, 22, p. 421-437, 1999.

- JETTEN, M. S. M.; VAN DONGEN, L. G. J. M.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M.. "The Combined SHARON/ANAMMOX Process". Stowa: Foundation for Applied Water Research. IWA Publishing. London, 2001.
- KUAI L. & VERSTRAETE, W.. "Ammonium removal by the oxygen-limited autotrophic nitrification-denitrification system". Applied and Environmental Microbiology, 64(11), p. 4500-4506, 1998.
- LAANBROEK, H. J.; GERARDS, S.. "Competition for limiting amounts of oxygen between *Nitrosomonas europaea* and *Nitrobacter winogradskyi* grown in mixed continuous cultures. Arch Microbiol 159, p. 453-459, 1993.
- LIEBIG, T.; WAGNER, M.; BJERRUM, L.; DENECKE, M.. " Nitrification performance and nitrifier community composition of a chemostat and a membrane-assisted bioreactor for the nitrification of sludge reject water. Bioproc. Biosyst Eng. Vol. 24, p. 203-210, 2001.
- LOOSDRECHT, M.; JETTEN, M.; ABMA, W.."Improving the sustainability of nitrogen removal". Water 21, p. 50-52, 2001.
- SCHIMID, M.; TWACHTMANN, U.; KLEIN, M.; STROUS, M.; JURETSCHKO, S.; JETTEN, M.; METZGER, J. W.; SCHLEIFER, K.; WAGNER, M.. "Molecular evidence for genus-level diversity of bacteria capable of catalyzing anaerobic ammonium oxidation". Microbiology, Vol. 23, p. 93-106, 2000.
- SCHIMIDT, I.; SLIEKERS, O.; SCHMID, M.; CIRPUS, I.; STROUS, M.; BOCK, E.; KUENEN, J.G.; JETTEN, M.S.M.. "Aerobic and Anaerobic Ammonia Oxidizing Bacteria – Competitors or Natural Partners?". FEMS Microbiology Ecology 39, p. 175-181, 2002.
- SCHMIDELL, W.. "Agitação e aeração em biorreatores". In: SCHMIDELL, W.; LIMA, U. A.; AQUARONE, E.; BORZANI, W.. "Biotecnologia industrial", Vol. 2, Edgard Blücher Ltda., p. 277-331, 2001.
- SCHMIDELL, W.; REGINATTO, V. S.."Remoção de Fósforo". In: V Curso de tratamento Biológico de Resíduos. Florianópolis, SC. 2005.

- SLIEKERS, A. O.; DERWORT, N.; CAMPOS G. J. L.; STROUS, M.; KUENEN, J. G.; JETTEN, M. S. S.. "Completely Autotrophic Nitrogen Removal over Nitrite in one Single Reactor". *Water Research*. Vol. 36, p. 2475-2482, 2002.
- SLIEKERS, A. O. THIRD, K. A.; ABMA, W.; KUENEN, J. G.; JETTEN, M. S. M.. "CANON and ANAMMOX in a gas-lift reactor". *FEMS Microbiol. Letters* 218, p. 339-344, 2003.
- SHRESTHA, N. K.; HADANO, S.; KAMACHI, T.; OKURA, I.. "Conversion of Ammonium to Dinitrogen in Wastewater by *Nitrosomonas europaea*". *Applied Biochemistry and Biotechnology*. Vol. 90, p. 221-231, 2001.
- SOARES, H. M.. "Águas Residuárias – Geração, Caracterização e Princípios Básicos de Tratamento". In: V Curso de tratamento Biológico de Resíduos. Florianópolis, SC. 2005.
- STEIN, L. Y. & ARP, D. J.. "Loss of ammonia monooxygenase activity in *Nitrosomonas europaea* upon exposure to nitrite". *Applied Environmental Microbiology*, Vol. 64 (10), p. 4098-4102, 1998.
- STENSTROM, M. K.; PODUSKA, R. A.. "The effect of dissolved oxygen concentration on nitrification". *Water Research*. Vol. 14, p. 643-649, 1980.
- STROUS, M.; HEIJNEN, J. J.; KUENEN, J. G.; JETTEN, M. S. M.. "The sequencing batch reactor as a powerful tool for the study of slowly growing anaerobic ammonium-oxidizing microorganisms". *Applied and Environmental Microbiology*. Vol. 50, p. 589-596, 1998.
- STROUS, M.; KUENEN, J. G.; JETTEN, M. S. M.. "Key physiology of Anaerobic Ammonium oxidation". *Applied and Environmental Microbiology*. Vol. 50, p. 589-596, 1999.
- TIEDJE, J. M.. "Ecology of Denitrification and Dissimilatory Nitrate Reduction to Ammonium". In: ZHENDER, A. J. B.. "Biology of Anaerobic Microorganisms". New York. John Wiley & Sons. Inc. cap. 4, p. 179-245, 1988.
- TURK, O.; MAVINIC, D. S.. "Selective inhibition a novel concept for removing nitrogen from highly nitrogenous wastes. *Environmental Technology Letters*. Vol. 8, p. 419-426, 1987.
- VAN DE GRAAF, A. A.; BRUIJN, P.; ROBERTSON, L. A.; JETTEN, M.; KUENEN, J. G.. "Autotrophic Growth of Anaerobic Ammonium-oxidizing Micro-organisms in a Fluidized Bed Reactor". *Microbiology*, 142, p. 2187-2196, 1996.

- VAN DONGEN, L. G. J. M.; JETTEN, M. S. M.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M.. "The Combined Sharon/Anammox process: a sustainable method for N-removal from sludge water". IWA Publishing, UK, 2001.
- VERSTRAETE, W.; PHILIPS, S.. "Nitrification-denitrification processes and technologies in new contexts". Environmental Pollution, Vol. 102, p. 717-726, 1998.
- VON SPERLING, M.. "Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias" Belo Horizonte. Universidade Federal de Minas Gerais – UFMG. Vol 2, 1996.
- VON SPERLING, M.. "Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias – Lodos Ativados" Belo Horizonte. Universidade Federal de Minas Gerais – UFMG. Vol 4, 1997.
- YE, R. W.; THOMAS, S. M.. "Microbiol nitrogen cycles: physiology, genomics and application". Current Opinion in Microbiology, 4 pp. 307-312, 2001.
- YOO, H.; AHN, K. H.; LEE, H. J.; LEE, K. H.; KWAK, Y. J.; SONG, K. G.. "Nitrogen removal from synthetic wastewater by simultaneous nitrification and denitrification (SND) via nitrite in an intermittently-aerated reactor". Water Research. Vol. 33, No. 1, p. 145-154, 1999.
- WIESMANN, U.. "Biological nitrogen removal from wastewater". In: Fletcher, A. (Ed.). "Advances in Biochemical Engineering", Vol. 51, Springer – Verlag, Berlin, p. 113-154, 1994.
- WYFFELS, S.; BOECKX, P.; PYNAERT, K.; VERSTRAETE, W.; van CLEEMPUT, O.. "Sustained nitrite accumulation in a membrane-assisted bioreactor (MBR) for the treatment of ammonium-rich wastewater". Journal Chem. Technol. And Biotechnol. 78, p. 412-419, 2003.
- ZART, D. & BOCK, E.. "high rate of aerobic nitrification and denitrification by *Nitrosomonas eutropha* grown in a fermentor with complete biomass retention in the presence of gaseous NO₂ or NO". Microbiology, Vol 169, p. 282-286, 1998.

ANEXO A

Tabela A.1: Dados para determinação experimental de $K_L a$ utilizando o meio sintético de alimentação com concentração de $500 \text{ mgN-NH}_4 \cdot \text{L}^{-1}$.

Volume (mL)	$K_L a$		$K_L a$ Valor médio
	Experimento 1	Experimento 2	
1000	0,0461	0,0363	0,0412
1500	0,0166	0,0153	0,0160
2000	0,0128	0,0092	0,0110

Tabela A.2: Dados para determinação experimental de $K_L a$ utilizando o meio sintético de alimentação com concentração de $1000 \text{ mgN-NH}_4 \cdot \text{L}^{-1}$.

Volume (mL)	$K_L a$		$K_L a$ Valor médio
	Experimento 1	Experimento 2	
1000	0,0496	0,0468	0,0482
1500	0,0220	0,0232	0,0226
2000	0,0134	0,0158	0,0146

ANEXO B

Reator I – Primeira Etapa

Tabela B.1: Dados da concentração celular em função do tempo, na primeira lavagem, da primeira etapa do Reator I.

Tempo (h)	0	1	2	3	4	6	7	8	9	10	11	12
SST (gSST.L ⁻¹)	0,45	0,42	0,39	0,33	0,30	0,31	0,27	0,23	0,26	0,25	0,20	0,19

Tabela B.2: Dados de concentração celular em função do tempo, após a primeira lavagem na primeira etapa do Reator I.

Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)	Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)
0	0,25	24	0,31
1	0,29	25	0,31
2	0,30	26	0,30
3	0,32	27	0,33
4	0,32	28	0,32
5	0,23	29	0,35
6	0,22	31	0,35
7	0,17	32	0,45
8	0,22	33	0,43
9	0,26	34	0,51
11	0,22	35	0,47
13	0,23	36	0,33
15	0,24	37	0,43
17	0,20	38	0,34
18	0,21	39	0,36
20	0,33	40	0,38
21	0,22	41	0,40
22	0,28	42	0,37
23	0,31		

Tabela B.3: Dados de acompanhamento do Reator I, primeira etapa, referente ao período após a primeira lavagem.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
0	21,22	143,78	0,00	165,00	240,71	31,45	91,18
1	12,40	161,80	0,00	174,20	240,71	27,63	94,85
2	10,21	143,78	0,00	154,00	240,71	36,02	95,76
3	24,17	153,32	0,00	177,49	240,71	26,26	89,96
4	29,85	155,97	0,00	185,82	240,71	22,80	87,60
6	20,08	109,35	0,00	129,44	410,23	68,45	95,10
7	23,77	119,42	0,00	143,19	410,23	65,10	94,21
8	18,59	139,55	0,00	158,13	410,23	61,45	95,47
9	22,38	153,85	0,00	176,23	410,23	57,04	94,55
10	21,48	105,12	0,00	126,59	410,23	69,14	94,76

Tabela B.3: Dados de acompanhamento do Reator I, primeira etapa, referente ao período após a primeira lavagem (continuação).

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
11	37,93	101,94	0,00	139,87	410,23	65,90	90,75
13	50,70	104,59	0,00	155,28	410,23	62,15	87,64
14	32,55	108,82	0,00	141,37	410,23	65,54	92,07
15	31,75	62,74	0,00	94,49	410,23	76,97	92,26
16	29,06	21,66	0,00	50,72	410,23	87,64	92,92
17	30,85	8,95	0,00	39,80	410,23	90,30	92,48
18	33,54	0,00	0,00	33,54	410,23	91,82	91,82
19	38,63	0,00	0,00	38,63	412,21	90,63	90,63
20	57,48	75,90	0,00	133,38	412,21	67,64	86,06
21	116,95	121,29	0,00	238,24	412,21	42,20	71,63
22	89,03	189,87	0,00	278,90	412,21	32,34	78,40
23	55,72	260,32	0,00	316,04	412,21	23,33	86,48
24	24,81	296,34	0,00	321,15	412,21	22,09	93,98
25	21,22	266,15	0,00	287,37	412,21	30,29	94,85
26	20,62	269,56	0,00	290,18	412,21	29,60	95,00
27	15,79	284,16	0,00	299,96	412,21	27,23	96,17
28	189,22	232,48	0,00	421,70	412,21	-	54,10
29	184,03	219,77	0,00	403,80	412,21	2,04	55,35
30	112,96	190,10	0,00	303,06	412,21	26,48	72,60
31	65,17	139,25	0,00	204,42	412,21	50,41	84,19
32	82,32	57,67	303,96	443,96	412,21	-	80,03
33	46,83	49,20	334,20	430,22	412,21	-	88,64
34	34,06	90,81	337,56	462,43	412,21	-	91,74

Tabela B.4: Dados da concentração celular em função do tempo, na segunda lavagem, da primeira etapa do Reator I.

Tempo (h)	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
SST (gSST.L ⁻¹)	0,39	0,38	0,39	0,34	0,32	0,30	0,33	0,27	0,35	0,30	0,33	0,27	0,22	0,20	0,19

Tabela B.5: Dados de concentração celular em função do tempo, após a segunda lavagem na primeira etapa do Reator I.

Tempo (dias)	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
SST (gSST.L ⁻¹)	0,31	0,32	0,35	0,45	0,45	0,45	0,40	0,43	0,43	0,45	0,46

Tabela B.6: Dados de acompanhamento do Reator I, primeira etapa, referente ao período após a segunda lavagem.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
0	26,48	76,72	283,00	386,20	386,70	0,13	93,15
2	37,37	59,29	378,75	475,41	386,70	-	90,34
3	20,82	16,06	392,19	429,07	386,70	-	94,62
4	91,02	173,08	254,45	518,54	382,31	-	76,19
5	79,25	348,20	269,57	697,02	382,31	-	79,27
6	43,95	171,88	210,77	426,61	468,75	8,99	90,62
7	37,40	1,88	498,54	537,81	468,75	-	92,02
8	27,92	2,29	446,43	476,64	468,75	-	94,04

Tabela B.7: Dados da concentração celular em função do tempo, na terceira lavagem, da primeira etapa do Reator I.

Tempo (h)	0	1	2	4	5	6	7	8	9	10	11
SST (gSST.L ⁻¹)	0,46	0,43	0,42	0,41	0,37	0,35	0,38	0,33	0,30	0,26	0,24

Tabela B.8: Dados de concentração celular em função do tempo, após a terceira lavagem na primeira etapa do Reator I, Fase A.

Tempo (dias)	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
SST (gSST.L ⁻¹)	0,24	0,31	0,20	0,29	0,29	0,30	0,31	0,32	0,34	0,42	0,37	0,40	0,46	0,49	0,45	0,60	0,51

Tabela B.9: Dados de concentração celular em função do tempo, após a terceira lavagem na primeira etapa do Reator I, Fase B.

Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)	Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)
17	0,38	28	0,54
18	0,49	29	0,62
19	0,51	31	0,63
20	0,46	33	0,62
21	0,49	35	0,67
22	0,43	36	0,59
23	0,53	37	0,61
24	0,51	38	0,71
25	0,53	39	0,70
26	0,56	40	0,71
27	0,55	41	0,61

Tabela B.10: Dados de concentração celular em função do tempo, após a terceira lavagem na primeira etapa do Reator I, Fase C.

Tempo (dias)	42	44	45	46	47	48	51
SST (gSST.L ⁻¹)	0,63	0,66	0,69	0,71	0,70	0,69	0,71

Tabela B.11: Dados de concentração celular em função do tempo, após a terceira lavagem na primeira etapa do Reator I, Fase D.

Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)	Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)
54	0,81	97	0,65
57	0,77	99	0,58
58	0,83	101	0,62
59	0,65	106	0,59
60	0,58	107	0,61
61	0,66	112	0,60
62	0,65	124	0,55
64	0,62	134	0,49
65	0,60	154	0,56
66	0,52	157	0,58
69	0,67	164	0,56
71	0,71	185	0,47
73	0,53	190	0,53
75	0,67	193	0,45
77	0,63	197	0,59
79	0,56	207	0,56
82	0,62	213	0,56
85	0,61	214	0,42
88	0,57	217	0,50
90	0,61	220	0,52
93	0,55	224	0,47
96	0,67	230	0,47

Tabela B.12: Dados de acompanhamento do Reator I, primeira etapa, referente ao período após a terceira lavagem, fase A.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
1	32,7	33,0	101,21	166,91	479,61	65,20	93,19
2	33,8	63,1	120,75	217,67	479,61	54,62	92,94
3	36,7	17,8	386,18	440,63	479,61	8,13	92,35
4	49,2	85,0	366,64	500,90	479,61	-4,44	89,73
6	-	1,3	251,02	252,33	479,61	47,39	100,00
7	25,6	6,0	382,92	414,45	482,15	14,04	94,70
8	95,4	43,8	190,77	330,02	482,15	31,55	80,20
9	44,5	154,1	192,40	391,01	482,15	18,90	90,77
10	50,9	52,1	277,07	380,09	482,15	21,17	89,44
11	56,4	0,0	381,29	437,64	482,15	9,23	88,31
12	45,7	11,3	404,09	461,09	482,15	4,37	90,52
13	25,6	53,6	360,12	439,32	478,92	8,27	94,66
14	32,7	3,3	394,32	430,24	478,92	10,16	93,18
15	106,1	11,3	329,18	446,60	478,92	6,75	77,84
16	68,2	11,3	334,07	413,61	478,92	13,64	85,76

Tabela B.13: Dados de acompanhamento do Reator I, primeira etapa, referente ao período após a terceira lavagem, fase B.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
17	40,0	4,1	254,28	298,35	478,92	37,70	91,65
18	41,9	1,5	433,40	476,82	478,92	0,44	91,25
19	101,4	72,1	296,61	470,09	467,56	-	78,32
20	55,2	8,5	384,16	447,82	467,56	4,22	88,20
21	35,0	2,5	359,90	397,48	467,56	14,99	92,51
22	35,0	4,1	459,96	499,07	467,56	-	92,51

Tabela B.13: Dados de acompanhamento do Reator I, primeira etapa, referente ao período após a terceira lavagem, fase B (continuação).

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
23	49,2	12,6	408,42	470,31	467,56	-	89,47
24	37,4	1,6	331,60	370,62	465,12	20,32	91,96
25	52,3	0,0	358,89	411,22	465,12	11,59	88,75
26	53,7	1,9	321,50	377,12	465,12	18,92	88,44
27	41,4	3,4	335,65	380,49	465,12	18,20	91,09
29	43,6	2,4	319,48	365,48	480,02	23,86	90,93
30	59,4	1,8	295,22	356,48	480,02	25,74	87,62
32	72,2	6,6	285,11	363,99	421,37	13,62	82,86
34	60,1	0,0	428,63	488,78	421,37	-	85,73
36	31,5	0,0	459,96	491,44	421,37	-	92,53
38	32,7	0,0	359,90	392,56	421,37	6,84	92,25

Tabela B.14: Dados de acompanhamento do Reator I, primeira etapa, referente ao período após a terceira lavagem, fase C.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
39	42,1	0,0	236,60	278,73	421,37	33,85	90,00
42	53,5	8,6	193,14	255,24	369,24	30,87	85,51
43	65,1	8,5	212,34	285,95	480,6	40,50	86,45
44	53,3	0,0	229,52	282,80	480,6	41,16	88,92
45	57,8	0,0	243,67	301,45	480,6	37,28	87,98
46	70,6	0,0	232,56	303,12	480,6	36,93	85,32
49	33,6	0,0	261,87	295,47	478,23	38,22	92,97
55	28,6	0,0	147,66	176,29	478,23	63,14	94,01

Tabela B.15: Dados de acompanhamento do Reator I, primeira etapa, referente ao período após a terceira lavagem, fase D.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
56	26,7	0,0	191,12	217,85	478,23	54,45	94,41
57	153,7	63,9	180,00	397,64	478,23	16,85	67,85
58	132,9	67,5	82,97	283,35	478,23	40,75	72,21
59	147,6	49,5	68,82	265,95	490,08	45,73	69,89
60	-	142,3	48,61	190,93	490,08	61,04	100,00
62	133,4	181,3	63,77	378,40	490,08	22,79	72,79
63	95,7	146,9	52,65	295,27	490,08	39,75	80,48
64	141,1	119,3	58,71	319,11	490,08	34,89	71,20
67	93,8	173,1	55,68	322,51	468,75	31,20	80,00
68	174,3	223,8	39,51	437,64	468,75	6,64	62,81
69	70,1	295,9	16,79	382,77	468,75	18,34	85,05
70	72,43	362,55	12,54	447,52	468,75	4,53	84,55
71	74,32	371,78	12,74	458,85	485,34	5,46	84,69
73	58,21	351,28	10,52	420,01	485,34	13,46	88,01
75	72,70	363,58	9,31	445,59	485,34	8,19	85,02
76	74,80	368,71	5,67	449,17	485,34	7,45	84,59
77	71,75	342,05	10,62	424,43	476,15	10,86	84,93
78	84,27	396,38	6,58	487,24	476,15	-	82,30
79	68,16	393,31	6,48	467,95	476,15	1,72	85,68
80	109,86	372,81	3,45	486,11	476,15	-	76,93
81	46,36	372,81	4,46	423,63	470,1	9,89	90,14
82	41,62	394,33	10,62	446,58	470,1	5,00	91,15
83	43,05	371,78	5,77	420,60	480,6	12,49	91,04
85	64,37	386,13	4,56	455,06	480,6	5,31	86,61

Tabela B.15: Dados de acompanhamento do Reator I, primeira etapa, referente ao período após a terceira lavagem, fase D (continuação).

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
86	71,00	353,33	5,97	430,31	480,6	10,46	85,23
87	67,21	388,18	5,06	460,46	497,19	7,39	86,48
88	69,11	420,99	6,88	496,98	497,19	0,04	86,10
90	70,06	334,88	11,92	416,85	497,19	16,16	85,91
91	86,64	345,13	9,14	440,91	495,22	10,97	82,50
93	91,38	337,95	7,75	437,08	495,22	11,74	81,55
94	76,22	367,68	6,70	450,60	495,22	9,01	84,61
95	81,90	336,93	18,36	437,19	495,22	11,72	83,46
97	76,69	372,81	6,36	455,85	489,15	6,81	84,32
98	95,65	367,68	5,66	468,99	489,15	4,12	80,45
99	76,69	354,35	12,44	443,49	489,15	9,34	84,32
102	87,59	390,23	6,88	484,70	482,97	-	81,86
105	83,80	381,01	6,36	471,16	482,97	2,44	82,65
107	64,37	376,91	11,40	452,68	482,97	6,27	86,67
110	65,32	381,01	8,79	455,12	445,06	-	85,32
114	79,53	388,18	4,79	472,51	445,06	-	82,13
115	78,11	365,63	4,96	448,71	445,06	-	82,45
117	86,17	383,06	8,27	477,49	445,06	-	80,64
119	32,15	378	11,22	421,37	472,15	10,75	93,19
121	50,63	396,38	11,22	458,24	472,15	2,95	89,28
126	24,56	380	7,75	412,31	485,24	15,03	94,94
128	16,98	420,99	5,14	443,11	485,24	8,68	96,50
131	35,46	375	9,83	420,30	485,24	13,38	92,69
133	70,06	360	8,27	438,33	478,56	8,41	85,36
136	77,64	390,23	7,57	475,44	478,56	0,65	83,78
143	68,16	454,82	9,14	532,12	456,91	-	85,08
147	55,84	490,69	8,27	554,81	468,75	-	88,09
151	141,14	383,91	8,79	533,84	485,34	-	70,92
152	43,99	453,57	10,88	508,44	485,34	-	90,94
153	44,47	438,97	8,79	492,22	485,34	-	90,84
154	32,15	441,21	6,36	479,71	485,34	1,16	93,38
155	38,78	459,19	9,49	507,46	468,75	-	91,73
158	62,00	398,52	7,05	467,57	497,19	5,96	87,53
160	70,53	392,90	8,09	471,52	497,19	5,16	85,81
161	46,36	429,98	9,14	485,48	497,19	2,36	90,68
162	39,25	428,85	9,31	477,42	480,6	0,66	91,83
172	67,69	392,90	11,05	471,64	495,45	4,81	86,34
177	65,32	401,89	9,14	476,34	492,45	3,27	86,74
180	63,90	407,51	11,92	483,32	501,92	3,71	87,27
182	61,53	469,30	14,70	545,53	501,92	-	87,74
183	65,32	474,92	13,66	553,90	501,92	-	86,99
186	62,95	452,45	10,01	525,40	513,77	-	87,75
187	64,37	477,17	9,31	550,85	513,77	-	87,47
188	60,11	428,85	6,18	495,14	504,3	1,82	88,08
189	42,10	440,09	6,53	488,72	497,19	1,70	91,53
190	41,62	441,21	7,57	490,41	497,19	1,36	91,63
192	53,00	454,69	9,66	517,35	497,19	-	89,34
194	29,30	455,82	13,31	498,43	490,08	-	94,02
196	30,25	420,99	14,88	466,12	490,08	4,89	93,83
197	22,67	454,69	5,49	482,85	468,75	-	95,16
198	31,20	438,97	6,36	476,52	468,75	-	93,34
200	43,99	414,25	10,36	468,60	468,75	0,03	90,61
204	37,83	447	14,88	499,54	492,45	-	92,32
206	70,06	390	7,57	467,16	489,72	4,61	85,69
207	14,55	477	8,96	500,68	489,72	-	97,03
208	1,84	495	11,40	508,39	489,72	-	99,62
209	27,88	445	8,44	480,91	489,72	1,80	94,31

Tabela B.15: Dados de acompanhamento do Reator I, primeira etapa, referente ao período após a terceira lavagem, fase D (continuação)

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
210	33,09	383	8,44	424,32	497,12	14,64	93,34
211	43,05	396	11,05	450,37	497,12	9,40	91,34
214	38,78	465	9,14	512,73	497,12	-	92,20
215	34,99	473	8,44	516,10	497,12	-	92,96
216	28,36	494	8,62	530,99	485,47	-	94,16
217	27,41	465	7,40	499,61	500	0,08	94,52
220	40,68	454,69	6,36	501,73	500	-	91,86
221	42,57	449,08	6,53	498,18	500	0,36	91,49
222	69,11	453,57	10,18	532,86	500	-	86,18
223	49,21	460,31	11,40	520,92	500	-	90,16
224	46,36	497,39	8,79	552,54	500	-	90,73
225	78,11	461,44	12,81	552,36	500	-	84,38
227	72,43	498,51	15,51	586,45	500	-	85,51
229	65,79	504,13	24,55	594,48	500	-	86,84
230	66,27	450,20	25,23	541,70	500	-	86,75
232	42,57	415,37	6,47	464,41	500	7,12	91,49
233	35,46	358,07	10,79	404,32	500	19,14	92,91
235	34,99	419,86	10,38	465,24	500	6,95	93,00
236	71,95	385,03	11,60	468,58	500	6,28	85,61

Reator II – Segunda Etapa

Tabela B.16: Dados de concentração celular em função do tempo, para a Fase A, na segunda etapa do Reator I.

Tempo (dias)	2	7	12	16	20	21
SST (gSST.L ⁻¹)	0,82	0,72	0,76	0,78	0,74	0,77

Tabela B.17: Dados de concentração celular em função do tempo, para a Fase B e C, na segunda etapa do Reator I.

Tempo (dias)	27	33	39	42	48	50	55	70	76
SST (gSST.L ⁻¹)	0,70	0,68	0,71	0,72	0,71	0,69	0,81	0,80	0,80

Tabela B.18: Dados de concentração celular em função do tempo, para a Fase D, na segunda etapa do Reator I.

Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)	Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)
83	0,80	125	0,73
89	0,75	131	0,73
103	0,74	132	0,77
107	0,71	135	0,76
111	0,73	138	0,79
113	0,71	141	0,70
116	0,70	149	0,68
119	0,79	152	0,78

Tabela B.19: Dados de acompanhamento do Reator I, segunda etapa, Fase A.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
4	59,16	0	656,13	715,28	516,14	-	88,54
7	30,72	0	558,75	589,48	482,97	-	93,64
8	23,14	0	501,95	525,10	482,97	-	95,21
10	22,67	0	550,64	573,31	482,97	-	95,31
11	33,09	0	550,64	583,73	482,97	-	93,15
12	23,62	0	477,61	501,23	497,14	-	95,25
13	25,51	0	473,55	499,06	497,14	-	94,87
16	31,67	0	584,55	616,22	500,13	-	93,67
18	44,47	0	587,15	631,62	500,13	-	91,11
19	37,36	0	558,75	596,11	500,13	-	92,53
20	32,15	0	550,64	582,79	520,88	-	93,83
21	35,46	0	546,58	582,05	520,88	-	93,19
23	46,36	0	542,52	588,89	520,88	-	91,10
24	55,84	0	538,47	594,31	520,88	-	89,28
25	63,90	0	534,41	598,31	518,4	-	87,67

Tabela B.20: Dados de acompanhamento do Reator I, segunda etapa, Fase B.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
27	55,84	5,71	546,58	608,13	518,4	-	89,23
28	52,52	0	518,18	570,70	518,4	-	89,87
29	52,52	0	526,30	578,82	518,4	-	89,87
30	46,36	2,12	493,84	542,32	544,57	0,41	91,49
33	41,15	4,25	534,41	579,81	544,57	-	92,44
34	54,89	0	518,18	573,07	480,6	-	88,58
37	50,63	0	497,90	548,52	492,45	-	89,72
38	53,94	0	493,84	547,78	492,45	-	89,05
39	62,28	0	449,21	511,49	492,45	-	87,35
42	32,15	0	469,49	501,64	497,19	-	93,53
43	33,09	3,13	457,32	493,55	497,19	0,73	93,34
45	34,99	2,68	453,27	490,93	495,17	0,86	92,93
46	33,09	3,41	445,15	481,66	495,17	2,73	93,32
48	34,52	3,18	441,09	478,80	495,17	3,31	93,03
50	33,09	0	473,55	506,65	520,88	2,73	93,65
52	21,25	0	518,18	539,43	520,88	-	95,92
55	22,19	0	477,61	499,80	497,18	-	95,54
57	28,36	0	424,87	453,22	497,18	8,84	94,30

Tabela B.21: Dados de acompanhamento do Reator I, segunda etapa, Fase C.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
62	28,36	3,80	461,38	493,54	483,12	-	94,13
63	23,62	11,16	408,64	443,42	483,12	8,22	95,11
64	22,67	36,82	343,72	403,21	483,12	16,54	95,31
66	30,29	138,59	271,26	440,14	472,93	6,93	93,60
67	22,47	138,02	291,55	452,04	472,93	4,42	95,25
68	66,54	192,52	236,78	495,83	472,93	-	85,93
69	68,20	188,41	230,69	487,30	469,57	-	85,48
70	42,61	190,66	232,72	465,99	469,57	0,76	90,93
71	31,00	186,16	242,86	460,03	469,57	2,03	93,40
72	32,66	186,16	259,09	477,91	469,57	-	93,04
73	21,76	115,38	354,43	491,57	498,56	1,40	95,64
74	32,19	114,26	356,46	502,90	498,56	-	93,54
75	29,82	104,14	356,46	490,42	498,56	1,63	94,02
76	27,21	76,06	376,75	480,01	498,56	3,72	94,54

Tabela B.22: Dados de acompanhamento do Reator I, segunda etapa, Fase D.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
77	22,47	35,78	374,72	432,97	475,62	8,97	95,28
78	31,47	122,29	334,15	487,92	475,62	-	93,38
79	28,39	176,23	253,00	457,62	475,62	3,78	94,03
81	35,03	242,52	198,23	475,78	475,62	-	92,64
82	40,48	270,60	179,98	491,06	487,17	-	91,69
83	42,14	253,58	167,80	463,52	487,17	4,86	91,35
86	48,06	276,05	127,23	451,34	478,5	5,68	89,96
87	41,19	310,88	127,23	479,30	478,5	-	91,39
90	58,72	299,64	135,35	493,71	478,5	-	87,73
93	69,38	374,92	56,23	500,54	498,56	-	86,08
94	72,94	391,78	50,14	514,86	498,56	-	85,37
99	46,88	414,25	20,23	481,35	466,38	-	89,95
101	52,09	422,11	15,77	489,97	466,38	-	88,83
103	47,59	429,98	13,13	490,69	492,54	0,38	90,34
105	43,32	467,05	11,91	522,29	492,54	-	91,20
107	44,51	444,58	7,45	496,54	483,56	-	90,80
111	43,32	446,83	6,43	496,59	483,56	-	91,04
113	22,23	423,24	6,08	451,54	480,6	6,05	95,37
114	52,56	418,74	4,25	475,55	480,6	1,05	89,06
116	44,51	406,38	4,98	455,87	480,6	5,15	90,74
119	42,14	420,99	5,35	468,47	471,12	0,56	91,06
120	31,47	468,18	6,81	506,46	471,12	-	93,32
122	35,03	446,83	6,44	488,30	489,15	0,17	92,84
125	46,64	465,93	7,90	520,47	489,15	-	90,47
129	20,81	499,64	13,19	533,64	490,08	-	95,75
131	20,58	492,90	18,30	531,77	490,08	-	95,80
132	22,71	395,15	14,65	432,51	490,08	11,75	95,37
135	22,47	401,89	11,92	436,27	473,49	7,86	95,25
140	40,95	420,99	5,35	467,29	473,49	1,31	91,35
145	23,18	455,82	10,82	489,82	506,66	3,32	95,42
147	29,10	523,23	11,19	563,52	506,66	-	94,26
148	13,70	535,59	12,65	561,94	506,66	-	97,30
149	32,66	544,58	12,83	590,07	527,99	-	93,81
152	34,32	474,92	18,30	527,54	527,99	0,09	93,50
153	35,03	484,97	0	520,00	527,99	1,51	93,37
154	35,50	511,02	9,73	556,25	527,99	-	93,28
155	56,35	415,13	10,82	482,30	497,19	2,99	88,67

Tabela B.23: Dados de concentração celular em função do tempo, para a Fase E, na segunda etapa do Reator I.

Tempo (dias)	155	159	162	166	168	170	174	180	184	187
SST (gSST.L ⁻¹)	0,63	0,68	0,65	0,60	0,79	0,83	0,76	0,76	0,86	0,90

Tabela B.24: Dados de concentração celular em função do tempo, para a Fase F, na segunda etapa do Reator I.

Tempo (dias)	190	195	198	201	205	211	214	217	220	225
SST (gSST.L ⁻¹)	0,81	0,74	0,79	0,61	0,65	0,81	0,85	0,70	0,80	0,94

Tabela B.25: Dados de concentração celular em função do tempo, para a Fase G, na segunda etapa do Reator I.

Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)	Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)
232	1,07	258	1,79
237	1,37	260	1,79
240	1,39	264	1,73
243	1,38	266	1,65
246	1,54	270	1,70
249	1,60	273	1,79
253	1,67	278	1,76

Tabela B.26: Dados de acompanhamento do Reator I, segunda etapa, Fase E.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
156	57,54	421,05	10,27	488,86	497,19	1,68	88,43
157	60,62	428,15	9,36	498,13	497,19	-	87,81
158	61,09	444,72	9,00	514,81	497,19	-	87,71
159	59,43	458,93	8,81	527,18	511,4	-	88,38
160	31,71	438,8	5,71	476,22	511,4	6,88	93,80
161	21,52	430,52	5,53	457,57	511,4	10,53	95,79
162	20,81	431,70	8,08	460,60	511,4	9,93	95,93
163	26,02	442,35	10,64	479,02	511,4	6,33	94,91
164	4,23	475,50	12,10	491,83	511,4	3,83	99,17
165	36,92	424,60	7,35	468,87	511,4	8,32	92,78
166	20,10	449,46	7,54	477,10	511,4	6,71	96,07
167	17,73	430,52	12,10	460,35	511,4	9,98	96,53
170	21,05	404,47	12,18	437,70	504,3	13,21	95,83
171	23,66	462,48	11,27	497,41	504,3	1,37	95,31
172	1,22	496,81	10,01	508,05	504,3	-	99,76
174	8,97	457,74	9,65	476,36	501,93	5,10	98,21
175	17,97	447,09	8,38	473,44	501,93	5,68	96,42
176	25,55	464,85	13,45	503,85	501,93	-	94,91
180	31,47	457,74	9,65	498,87	501,93	0,61	93,73
181	24,37	450,64	12,72	487,73	433,21	-	94,38
182	38,58	456,56	8,92	504,07	433,21	-	91,09
184	55,64	490,89	12,36	558,90	433,21	-	87,16
185	61,80	499,18	15,26	576,24	432,15	-	85,70
186	53,98	486,16	12,54	552,68	432,15	-	87,51
187	46,88	484,97	9,65	541,50	432,15	-	89,15
188	46,88	448,27	8,43	503,58	432,15	-	89,15

Tabela B.27: Dados de acompanhamento do Reator I, segunda etapa, Fase F.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
189	30,29	418,68	12,72	461,69	516,14	10,55	94,13
190	20,58	437,62	15,62	473,81	516,14	8,20	96,01
191	17,02	443,54	8,56	469,12	516,14	9,11	96,70
194	115,59	357,12	13,08	485,79	516,14	5,88	77,61
195	118,43	368,96	8,02	495,40	516,14	4,02	77,05
196	107,97	335,81	0,00	443,77	516,14	14,02	79,08
197	101,81	336,99	0,00	438,80	516,14	14,98	80,28
198	119,81	271,88	5,48	397,18	516,14	23,05	76,79
199	179,05	224,52	6,03	409,60	516,14	20,64	65,31
200	207,48	142,84	0,00	350,32	473,49	26,01	56,18
201	193,27	114,43	4,76	312,45	473,49	34,01	59,18
202	226,91	96,67	0,00	323,58	473,49	31,66	52,08
203	183,79	164,15	0,00	347,94	475,86	26,88	61,38
204	186,16	212,69	5,85	404,69	475,86	14,96	60,88

Tabela B.27: Dados de acompanhamento do Reator I, segunda etapa, Fase F (continuação).

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
205	179,05	260,04	8,02	447,11	475,86	6,04	62,37
206	164,83	299,47	8,02	472,32	475,86	0,74	65,36
207	132,14	308,06	8,92	449,12	454,54	1,19	70,93
208	130,71	338,14	10,91	479,76	454,54	-5,55	71,24
209	93,75	333,84	12,36	439,95	454,54	3,21	79,37
210	122,18	275,84	8,56	406,59	454,54	10,55	73,12
211	74,80	305,92	11,64	392,35	485,34	19,16	84,59
212	46,36	344,58	0,00	390,94	485,34	19,45	90,45
213	49,21	323,10	0,00	372,31	485,34	23,29	89,86
214	27,41	331,69	0,00	359,10	485,34	26,01	94,35
215	7,98	368,21	0,00	376,19	445,06	15,48	98,21
216	6,02	346,73	9,65	362,40	445,06	18,57	98,65
217	47,72	331,69	0,00	379,42	445,06	14,75	89,28
218	28,77	297,32	0,00	326,09	445,06	26,73	93,54
219	30,55	340,28	0,00	370,83	473,49	21,68	93,55
220	32,15	342,43	0,00	374,58	473,49	20,89	93,21
221	41,15	353,17	0,00	394,32	473,49	16,72	91,31
222	54,89	348,88	0,00	403,77	473,49	14,72	88,41
223	56,31	331,69	11,46	399,46	546,94	26,96	89,70
224	49,50	361,76	10,91	422,18	546,94	22,81	90,95
225	61,05	342,43	11,27	414,76	546,94	24,17	88,84

Tabela B.28: Dados de acompanhamento do Reator I, segunda etapa, Fase G.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
226	41,62	338,14	8,20	387,96	546,94	29,07	92,39
227	23,14	267,25	7,84	298,23	492,45	39,44	95,30
228	27,41	149,11	4,40	180,92	492,45	63,26	94,43
230	1,64	138,37	0,00	140,01	492,45	71,57	99,67
231	79,53	53,93	0,00	133,46	492,45	72,90	83,85
232	107,97	54,46	0,00	162,43	530,36	69,37	79,64
233	176,68	66,28	0,00	242,96	530,36	54,19	66,69
234	114,13	35,13	0,00	149,26	530,36	71,86	78,48
235	187,11	27,61	0,00	214,72	530,36	59,51	64,72
236	231,18	28,15	0,00	259,33	530,36	51,10	56,41
237	253,84	34,06	0,00	287,90	551,68	47,81	53,99
238	291,76	43,48	0,00	335,23	551,68	39,23	47,12
239	386,53	54,65	0,00	441,18	551,68	20,03	29,94
240	206,46	123,96	0,00	330,42	551,68	40,11	62,58
241	215,93	26,54	0,00	242,47	551,68	56,05	60,86
242	146,75	75,41	0,00	222,15	450,06	50,64	67,39
243	104,10	93,66	0,00	197,76	450,06	56,06	76,87
244	58,61	81,31	0,00	139,92	450,06	68,91	86,98
245	37,76	98,50	0,00	136,25	450,06	69,73	91,61
246	33,96	124,27	0,00	158,23	472,1	66,48	92,81
247	22,59	125,88	0,00	148,47	472,1	68,55	95,21
248	23,54	140,38	0,00	163,92	472,1	65,28	95,01
249	26,38	183,34	0,00	209,72	472,1	55,58	94,41
250	22,67	174,75	0,00	197,42	468,5	57,86	95,16
251	20,77	162,94	0,00	183,71	468,5	60,79	95,57
252	19,86	174,44	0,00	194,30	468,5	58,53	95,76
253	19,63	133,63	0,00	153,25	468,5	67,29	95,81
254	24,37	128,39	8,20	160,96	492,6	67,32	95,05
255	2,74	86,09	6,39	95,22	492,6	80,67	99,44
256	16,07	118,03	6,21	140,31	492,6	71,52	96,74

Tabela B.28: Dados de acompanhamento do Reator I, segunda etapa, Fase G (continuação).

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
257	26,26	142,21	5,85	174,32	492,6	64,61	94,67
258	1,88	101,63	0,00	103,50	492,45	78,98	99,62
259	22,00	118,03	0,00	140,03	492,6	71,57	95,53
260	32,66	112,85	0,00	145,51	492,6	70,46	93,37
261	23,66	118,03	0,00	141,69	492,6	71,24	95,20
262	23,18	116,31	0,00	139,49	492,6	71,68	95,29
263	12,52	112,85	0,00	125,37	487,59	74,29	97,43
264	3,99	85,22	0,00	89,21	487,59	81,70	99,18
265	3,74	69,68	0,00	73,42	491,19	85,05	99,24
266	19,07	45,50	0,00	64,58	491,19	86,85	96,12
267	31,42	48,96	0,00	80,38	491,19	83,64	93,60
268	54,32	29,96	0,00	84,29	491,19	82,84	88,94
269	51,25	59,45	0,00	110,70	486,46	77,24	89,47
270	45,33	70,67	0,00	116,01	486,46	76,15	90,68
271	25,93	89,24	0,00	115,17	486,46	76,32	94,67
272	40,13	82,76	0,00	122,89	486,46	74,74	91,75
273	0,86	89,54	0,00	90,40	486,46	81,42	99,82
274	13,87	60,18	0,00	74,05	467,53	84,16	97,03
275	9,37	91,27	0,00	100,64	467,53	78,47	98,00
276	1,02	79,18	0,00	80,20	467,53	82,85	99,78
277	0,43	70,54	0,00	70,97	467,53	84,82	99,91
278	0,55	55,87	0,00	56,41	448,51	87,42	99,88
279	15,33	46,37	0,00	61,70	448,51	86,24	96,58
281	3,20	57,59	0,00	60,79	448,51	86,45	99,29

Tabela B.29. Dados de DQO adicionada e DQO residual no Reator I, segunda etapa, Fase E.

Tempo (dias)	DQO Entrada	DQO Residual	Tempo (dias)	DQO Entrada	DQO Residual
156	292,78	12,04	170	310,77	2,71
157	292,78	-	171	310,77	-
158	292,78	-	172	308,56	-
159	292,78	-	174	308,56	18,93
160	346,75	-	175	308,56	13,11
162	346,75	15,28	180	308,56	21,50
163	346,75	-	181	315,91	52,74
164	285,07	-	182	315,91	30,56
165	285,07	-	184	315,91	-
166	285,07	-	185	312,47	22,97
167	285,07	14,07	186	312,47	17,29
168	310,77	51,44	187	312,47	-
169	310,77	17,61	188	312,47	29,75

Tabela B.30. Dados de DQO adicionada e DQO residual no Reator I, segunda etapa, Fase F.

Tempo (dias)	DQO Entrada	DQO Residual	Tempo (dias)	DQO Entrada	DQO Residual
189	511	53,30	208	499	14,28
190	511	3,38	210	500	21,22
191	511	14,60	211	500	46,33
194	503	72,25	212	500	24,86
195	503	61,29	213	500	49,41
196	503	42,64	214	505	69,88
197	503	2,74	215	505	45,81
198	440	66,87	216	505	29,98

Tabela B.30. Dados de DQO adicionada e DQO residual no Reator I, segunda etapa, Fase F (continuação).

Tempo (dias)	DQO Entrada	DQO Residual	Tempo (dias)	DQO Entrada	DQO Residual
199	440	67,02	217	505	1,73
200	440	96,13	218	499	56,15
201	440	105,47	219	499	34,82
202	465	97,50	220	499	57,60
203	46	58,93	221	499	20,09
204	465	29,15	222	499	30,05
205	465	34,14	223	510	14,35
206	499	19,92	224	510	10,27
207	499	33,23	225	510	27,32

Tabela B.31. Dados de DQO adicionada e DQO residual no Reator I, segunda etapa, Fase G.

Tempo (dias)	DQO Entrada	DQO Residual	Tempo (dias)	DQO Entrada	DQO Residual
226	510	17,08	253	1029	60,75
227	986	42,56	254	1029	65,81
228	986	51,38	255	1029	49,11
230	986	68,70	256	1029	86,61
231	986	109,69	257	1038	63,29
232	986	83,83	258	1038	88,32
233	1005	65,28	259	1038	58,24
234	1005	105,93	260	1038	93,51
235	1005	84,23	261	1050	108,51
236	1005	88,66	262	1050	97,31
237	997	122,30	263	1050	101,78
238	997	111,53	264	1050	106,69
239	997	134,10	265	1050	125,46
240	997	95,55	266	1016	111,83
241	998	85,14	267	1016	108,42
242	998	97,08	268	1016	100,64
243	998	83,43	269	1016	81,95
244	1101	77,25	270	999	84,30
245	1101	62,78	271	999	119,46
246	1101	79,03	274	999	97,49
247	1101	70,31	275	999	117,49
248	1150	72,56	276	1022	75,78
249	1150	63,35	277	1022	67,98
250	1150	90,58	278	1022	104,94
251	1150	74,13	279	1022	88,03
252	1029	48,56	281	1022	135,78

Reator II – Primeira Etapa

Tabela B.32: Variação da concentração celular em função do tempo, para o Reator II, primeira etapa, para a operação em processo contínuo e os dados de lavagem.

Tempo (h)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)	Tempo (h)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)
0	0,66	120	0,24
24	0,37	144	0,20
48	0,47	145	0,16
72	0,28	146	0,14
96	0,25	147	0,13

Tabela B.33: Dados de concentração celular em função do tempo no período de SBR, para a primeira etapa do Reator II.

Tempo (h)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)	Tempo (h)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)
0	0,13	51	0,45
1	0,21	53	0,46
2	0,26	55	0,44
3	0,34	58	0,46
5	0,29	61	0,42
6	0,36	64	0,42
7	0,34	69	0,46
9	0,32	75	0,51
11	0,23	81	0,52
13	0,41	83	0,52
15	0,42	95	0,59
16	0,41	100	0,62
17	0,45	105	0,72
18	0,44	110	0,76
19	0,33	120	0,74
21	0,42	132	0,62
23	0,44	130	0,70
24	0,43	133	0,74
25	0,44	140	0,84
28	0,40	156	0,70
31	0,38	166	0,71
33	0,45	169	0,86
35	0,48	173	0,87
37	0,38	175	0,84
40	0,41	183	0,76
45	0,37	188	0,82
47	0,43	193	0,80
49	0,46	200	0,80

Tabela B.34: Dados de acompanhamento do Reator II, primeira etapa.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
0	14,7	3,2	171,9	189,9	347,8	45,41	95,76
1	32,5	100,3	225,5	358,3	347,8	-	90,65
2	39,3	137,2	214,4	390,9	347,8	-	88,70
4	44,6	124,4	220,4	389,4	347,8	-	87,19
5	51,1	131,0	216,4	398,6	347,8	-	85,30
6	49,0	120,8	228,5	398,3	347,8	-	85,93
8	39,1	199,2	183,0	421,3	347,8	-	88,76
10	57,5	119,8	182,0	359,3	274,6	-	79,06
12	46,3	9,7	237,6	293,6	274,6	-	83,13
14	25,3	14,7	248,7	288,7	274,6	-	90,80
16	17,8	0,0	251,8	269,6	274,6	1,84	93,51
18	18,0	12,0	244,7	274,7	274,6	-	93,43
21	35,8	0,0	239,6	275,4	221,8	-	83,86
22	49,4	0,0	199,2	248,6	283,4	12,29	82,57
23	49,6	0,0	196,2	245,8	283,4	13,28	82,50
24	58,2	0,0	196,2	254,3	283,4	10,26	79,48
27	43,9	0,0	211,3	255,2	298,7	14,54	85,30
28	37,3	0,0	219,4	256,7	298,7	14,03	87,50
34	13,4	2,3	333,8	349,6	305,9	-	95,61
36	33,2	8,0	368,0	409,2	305,9	-	89,16
38	35,6	5,4	320,5	361,4	305,9	-	88,37
41	46,1	4,1	365,0	415,1	305,9	-	84,93
46	58,2	59,8	260,9	378,8	315,6	-	81,57

Tabela B.34: Dados de acompanhamento do Reator II, primeira etapa (continuação).

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
48	72,9	19,3	280,1	372,3	315,6	-	76,89
50	70,6	2,6	278,0	351,2	315,6	-	77,64
52	44,5	9,0	288,1	341,7	315,6	-	85,90
54	32,1	0,0	293,2	325,3	315,6	-	89,81
56	40,5	5,2	291,2	336,9	468,8	28,14	91,36
58	36,2	7,6	275,0	318,8	468,8	31,98	92,27
59	44,5	11,2	238,6	294,3	485,1	39,34	90,83
61	67,3	123,9	172,9	364,0	485,1	24,96	86,14
62	54,7	132,1	165,8	352,6	475,9	25,90	88,51
64	57,8	74,2	234,6	366,5	475,9	22,98	87,86
65	39,8	30,6	238,6	309,0	475,9	35,07	91,64
67	49,2	1,4	260,9	311,5	480,6	35,18	89,75
69	50,4	3,7	442,7	496,8	480,6	-	89,51
70	59,9	11,1	454,9	525,9	480,6	-	87,53
72	46,2	0,0	402,7	448,8	539,8	16,86	91,45
76	25,1	8,8	414,9	448,7	539,8	16,88	95,35
78	23,4	0,0	451,4	474,8	539,8	12,05	95,66
82	25,6	0,0	435,7	461,3	539,8	14,55	95,27
84	55,9	9,8	427,0	492,7	498,6	1,19	88,79
85	54,0	20,8	305,3	380,1	498,6	23,78	89,17
86	47,3	3,9	390,5	441,7	498,6	11,41	90,50
89	60,4	3,2	435,7	499,3	478,5	-	87,38
96	33,8	1,4	453,1	488,4	488,2	-	93,07
99	45,0	0,0	374,9	419,8	488,2	14,01	90,79
101	42,1	0,0	378,3	420,5	488,2	13,88	91,37
106	43,6		397,5	441,0	472,6	6,67	90,78
108	70,3	5,5	400,9	476,8	472,6	-	85,12
111	134,5		319,2	453,7	481,2	5,71	72,04
116	133,4	0,0	329,6	463,0	486,2	4,77	72,57
118	135,2	7,2	312,5	454,9	487,7	6,72	72,28
123	125,4	12,2	338,3	475,8	487,7	2,43	74,28
125	138,9	17,2	315,2	471,3	479,2	1,65	71,01
127	135,5	19,2	317,2	471,8	479,2	1,54	71,73
129	140,2	18,0	313,5	471,6	479,2	1,59	70,75
131	231,2	26,0	432,2	689,4	717,5	3,92	67,78
132	220,8	2,0	471,5	694,2	717,5	3,26	69,24
133	226,4	6,2	461,0	693,6	717,5	3,33	68,44
134	219,8	17,8	499,3	736,9	731,8	-	69,96
135	153,9	2,6	600,1	756,7	731,8	-	78,96
138	9,9	0,0	749,7	759,6	741,2	-	98,67
140	29,8	3,0	655,8	688,5	741,2	7,11	95,98
141	44,0	14,6	669,7	728,3	741,2	1,75	94,06
142	55,8	4,1	617,5	677,5	760,2	10,88	92,65
150	254,9	62,4	325,4	642,6	746,0	13,86	65,83
152	264,3	92,6	99,3	456,2	746,0	38,84	64,56
157	135,5	494,8	32,6	662,9	729,4	9,12	81,43
162	100,9	481,5	29,1	611,5	741,2	17,51	86,39
166	103,2	538,9	18,2	660,3	781,5	15,51	86,79
167	121,2	510,2	9,3	640,7	781,5	18,02	84,49
168	183,8	412,8	6,9	603,5	781,5	22,78	76,48
169	135,0	563,5	9,3	707,8	781,5	9,44	82,73
170	199,8	600,0	9,3	809,2	710,4	-	71,87
172	231,1	589,8	8,1	829,0	710,4	-	67,47
174	200,8	608,2	9,0	818,0	701,0	-	71,36
176	172,3	595,9	8,6	776,9	701,0	-	75,41
177	162,9	583,6	4,8	751,3	701,0	-	76,77
178	185,6	583,6	8,8	778,0	717,5	-	74,13
180	202,7	610,3	13,5	826,4	717,5	-	71,76

Tabela B.34: Dados de acompanhamento do Reator II, primeira etapa (continuação).

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
181	179,9	608,2	9,1	797,3	717,5	-	74,93
184	64,4	510,2	8,6	583,2	731,8	20,31	91,20
186	68,2	558,4	12,8	639,3	740,2	13,63	90,79
189	37,4	622,6	15,6	675,5	740,2	8,73	94,95
190	51,1	519,4	8,6	579,1	729,0	20,56	92,99
191	46,4	537,9	9,8	594,0	729,0	18,51	93,64
194	72,0	706,7	7,1	785,7	789,1	0,44	90,88
195	74,3	675,9	8,3	758,5	789,1	3,88	90,58
196	78,1	688,2	8,1	774,4	789,1	1,86	90,10
200	65,3	678,0	17,8	761,1	752,1	-	91,32

Reator II – Segunda Etapa

Tabela B.35: Variação da concentração celular em função do tempo, para o Reator II, segunda etapa, Fase A.

Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)	Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)
0	0,91	20	0,81
2	0,78	21	0,85
7	0,82	27	0,85
12	0,78	33	0,94
16	0,86	39	0,98

Tabela B.36: Variação da concentração celular em função do tempo, para o Reator II, segunda etapa, Fase B.

Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)	Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)
42	1,06	55	1,06
42	1,11	57	1,23
48	1,00	61	1,31

Tabela B.37: Variação da concentração celular em função do tempo, para o Reator II, segunda etapa, Fase C.

Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)	Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)
70	1,37	125	1,80
76	1,33	131	1,85
83	1,34	132	1,79
90	1,51	135	1,88
99	1,64	138	1,87
103	1,61	141	1,94
107	1,56	145	2,14
111	1,69	149	2,07
113	1,76	152	2,08
119	1,84	155	2,35

Tabela B.38: Variação da concentração celular em função do tempo, para o Reator II, segunda etapa, Fase D.

Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)	Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)
159	2,47	174	2,05
162	2,31	180	2,32
166	2,12	184	2,03
168	2,08	187	2,04
170	2,10		

Tabela B.39: Variação da concentração celular em função do tempo, para o Reator II, segunda etapa, Fase E.

Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)	Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)
190	2,15	205	1,73
195	2,27	211	1,63
198	1,63	214	1,67
201	1,63	217	1,54

Tabela B.40: Variação da concentração celular em função do tempo, para o Reator II, segunda etapa, Fase F.

Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)	Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)
220	1,81	237	1,76
225	1,84	240	1,60
232	1,64	243	1,62

Tabela B.41: Variação da concentração celular em função do tempo, para o Reator II, segunda etapa, Fase G.

Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)	Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)
246	1,66	254	1,57
249	1,55	261	1,44

Tabela B.42: Variação da concentração celular em função do tempo, para o Reator II, segunda etapa, Fase H.

Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)	Tempo (dias)	Concentração Celular (gSST.L ⁻¹)
266	1,34	273	1,24
268	1,32	280	1,17
272	1,29		

Tabela B.43: Dados de acompanhamento do Reator II, segunda etapa, Fase A.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
4	62,95	0	364,23	427,18	501,93	14,89	87,46
7	46,36	0	277,86	324,22	485,34	33,20	90,45
8	34,52	4,98	329,14	368,64	485,34	24,05	92,89
10	40,20	0	369,63	409,83	485,34	15,56	91,72
11	57,74	0	366,93	424,67	485,34	12,50	88,10
12	47,78	0	323,74	371,53	487,19	23,74	90,19
13	50,15	4,81	296,75	351,72	487,19	27,81	89,71
16	27,41	0	407,42	434,83	487,19	10,75	94,37
18	42,57	0	383,13	425,70	479,17	11,16	91,12
19	37,83	0	393,92	431,75	479,17	9,90	92,10
20	49,21	0	372,33	421,53	479,17	12,03	89,73
21	41,62	0	337,24	378,86	479,17	20,93	91,31
23	48,73	0	334,54	383,27	478,23	19,86	89,81
24	45,89	0	334,54	380,43	478,23	20,45	90,40
25	56,31	0	350,73	407,05	478,23	14,88	88,22
27	52,52	0	447,91	500,43	516,2	3,06	89,83
28	46,36	0	464,10	510,46	516,2	1,11	91,02
29	44,94	0	491,09	536,03	516,2	-	91,29
30	65,32	0	474,90	540,22	516,2	-	87,35

Tabela B.43: Dados de acompanhamento do Reator II, segunda etapa, Fase A (continuação).

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
31	47,31	0	515,39	562,70	510	-	90,72
33	55,84	4,14	523,48	583,46	510	-	89,05
34	55,84	0	474,90	530,74	510	-	89,05
37	60,58	0	453,30	513,88	510	-	88,12
38	73,85	0	445,21	519,05	718,08	27,72	89,72
39	89,55	0	656,13	745,68	718,08	-	87,53

Tabela B.44: Dados de acompanhamento do Reator II, segunda etapa, Fase B.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
42	64,67	0	664	729	723	-	91,05
43	59,89	0	644	704	723	2,63	91,72
45	55,10	0	664	719	726	0,87	92,41
46	51,75	0	685	736	726	-	92,87
48	48,88	0	693	742	726	-	93,26
48	48,41	0	693	741	726	-	90,37
52	27,35	0	786	813	750	-	94,74
55	21,61	0	774	795	750	-	91,05
57	75,20	0	725	800	781	-	91,72
59	60,85	0	786	847	781	-	92,41
61	50,32	0	879	930	957	2,88	92,87

Tabela B.45: Dados de acompanhamento do Reator II, segunda etapa, Fase C.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
64	75,20	0	871	946	957	1,13	92,14
66	78,55	0	920	998	957	-	91,79
68	4,21	1,89	1090	1096	969	-	99,66
69	3,25	0	1066	1069	969	-	99,32
70	6,60	4,14	1062	1073	969	-	94,73
72	49,84	1,61	985	1036	945	-	98,83
76	11,57	3,41	985	1000	990	-	99,56
79	4,39	0,00	843	847	990	14,40	98,24
82	17,79	2,74	989	1009	1010	0,09	99,45
83	5,52	0,00	879	885	1010	12,42	99,47
86	5,30	0,00	1013	1018	1000	-	99,88
93	1,24	0,00	960	962	1016	5,31	98,23
94	17,98	30,16	912	960	1016	5,49	98,97
99	7,94	13,02	1098	1119	1048	-	99,20
101	4,83	2,29	1106	1114	1048	-	99,18
103	10,81	2,12	1115	1128	1048	-	99,72
105	8,18	0,00	1111	1119	1024	-	99,75
107	11,29	0,00	1106	1118	1024	-	99,61
111	8,41	1,95	1098	1109	1022	-	95,86
113	2,89	0,00	972	975	1022	4,63	96,66
114	2,53	0,00	924	927	1022	9,31	96,39
117	3,85	0,00	932	936	998	6,29	94,65
119	41,29	12,12	643	697	998	30,21	99,62
120	33,39	18,13	519	571	998	42,82	99,66
122	35,31	17,57	530	583	978	40,38	99,99
125	52,29	0,00	943	995	978	-	99,31
129	3,88	0,00	954	958	1034	7,38	92,14
131	3,49	8,41	990	1002	1034	3,07	91,79
132	0,10	8,69	961	970	902	-	99,66
135	6,24	9,03	895	911	902	-	99,32

Tabela B.45: Dados de acompanhamento do Reator II, segunda etapa, Fase C (continuação).

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
137	24,44	4,98	629	658	969	32,09	97,48
139	25,16	1,39	935	962	969	0,75	97,40
144	2,93	7,17	954	964	988	2,49	99,70
146	0,34	0,94	968	970	988	1,91	99,97
147	7,44	1,95	705	715	988	27,67	99,25
148	3,97	0,00	888	892	988	9,76	99,60
151	3,97	10,83	979	994	1014	1,94	99,61
152	4,09	1,27	972	977	1014	3,59	99,60
154	4,33	2,06	870	876	1082	19,06	99,60
155	0,00	2,45	866	869	1082	19,76	100,00
156	4,45	0,00	950	954	1082	11,82	99,59
157	0,73	0,00	888	889	1082	17,90	99,93

Tabela B.46: Dados de acompanhamento do Reator II, segunda etapa, Fase D.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
158	0,82	0,00	939	940	1103	14,80	99,93
159	153,18	231,63	483	868	1103	21,35	86,12
160	197,2	410,39	253	861	1103	22,00	82,13
161	170	542,98	158	871	1103	21,05	84,59
162	271,72	558,35	103	933	1055	11,61	74,25
163	265,74	626,42	75	968	1055	8,32	74,82
164	355,45	505,08	44	905	1055	14,26	66,32
165	391,33	540,59	22	954	1055	9,57	62,92
166	382,96	478,44	7	869	1063	18,26	63,96
167	341,10	484,36	11	836	1063	21,30	67,90
168	289,66	661,94	17	969	1063	8,82	72,74
169	235,84	715,21	14	965	1063	9,14	77,80
170	243,02	801,04	9	1054	933	-	73,96
171	154,51	839,52	12	1006	933	-	83,44
173	160,49	730,01	14	904	933	3,09	82,80
174	142,54	744,81	17	904	964	6,18	85,21
175	238,23	709,29	16	963	964	0,07	75,29
179	253,78	750,73	10	1015	998	-	74,57
180	222,68	718,17	11	952	998	4,59	77,69
181	235,84	738,89	8	983	998	1,49	76,37
183	249,00	889,83	8	1147	998	-	75,05
184	250,19	931,27	13	1194	991	-	74,75
185	259,76	946,07	13	1219	991	-	73,78
186	241,82	901,67	13	1156	991	-	75,59
187	229,86	839,52	10	1079	991	-	76,80
188	172,45	839,52	13	1025	1046	2,03	83,51

Tabela B.47: Dados de acompanhamento do Reator II, segunda etapa, Fase E.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
189	217,90	724	8,01	950	1046	9,16	79,16
190	80,35	1127	11,80	1219	1046	-	92,32
195	68,39	1189	0,00	1257	1012	-	96,79
196	49,25	1218	0,00	1268	1012	-	96,67
197	38,48	1115	9,83	1163	974	-	94,58
198	44,46	1227	9,10	1281	974	-	94,08
199	20,54	1118	0,24	1139	974	-	94,21
200	32,50	1008	8,38	1049	974	-	98,33

Tabela B.47: Dados de acompanhamento do Reator II, segunda etapa, Fase E (continuação).

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
201	33,70	1023	0,00	1057	974	-	96,54
202	52,84	1032	0,00	1085	1065	-	95,04
203	57,62	1100	15,80	1173	1065	-	94,59
204	56,43	1091	17,61	1165	1065	-	94,70
205	16,25	1141	10,91	1168	1065	-	98,47
206	23,43	1082	12,54	1118	1026	-	97,72
207	16,25	1028	18,51	1063	1026	-	98,42
208	16,25	1103	15,44	1135	1026	-	98,42
209	43,14	1114	22,67	1180	1026	-	95,79
210	13,00	968	19,96	1001	1010	0,85	98,71
211	0,00	994	14,71	1009	1010	0,10	100,00
212	94,34	951	15,26	1061	1010	-	90,66
213	0,00	998	31,36	1030	1010	-	100,00
214	0,00	917	59,59	976	993	1,69	100,00
215	1,46	650	200,17	852	993	14,20	99,85
216	3,25	388	381,11	773	993	22,19	99,67
217	2,65	10	779,18	792	993	20,27	99,73

Tabela B.48: Dados de acompanhamento do Reator II, segunda etapa, Fase F.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
220	40,33	418	76,56	535	974	45,13	95,86
221	55,88	431	69,32	556	974	42,95	94,26
222	261,79	547	69,54	879	1118	21,37	73,12
223	213,95	590	51,44	856	1118	23,43	78,04
224	209,16	663	62,30	935	1118	16,35	81,28
225	129,74	779	50,90	960	1118	14,10	88,39
226	48,41	874	61,94	984	1015	3,05	95,67
227	180,46	779	64,11	1024	1015	-	83,85
229	100,08	827	48,73	975	1015	3,92	90,14
230	237,87	663	43,48	945	1015	6,94	76,57
231	213,95	711	39,32	964	1021	5,63	78,93
233	188,67	732	46,38	967	1021	5,31	81,42
236	327,42	577	41,13	946	1021	7,38	67,94
238	332,20	419	15,26	766	1021	25,01	67,48
240	485,30	333	46,20	864	998	13,41	52,49
242	427,89	345	13,45	787	998	21,16	58,11

Tabela B.49: Dados de acompanhamento do Reator II, segunda etapa, Fase G.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
246	427,89	470	8,38	906	938	3,39	54,39
248	322,64	706	10,73	1040	938	-	65,61
250	275,75	801	12,54	1089	938	-	70,61
252	217,38	788	12,90	1018	964	-	77,46
254	207,81	755	15,26	978	1016	3,68	79,54
256	159,97	745	17,97	923	1016	9,15	84,25
259	150,40	752	16,34	919	1049	12,44	85,66
263	218,34	686	29,37	934	1049	10,98	79,19
263	218,34	686	29,37	934	1049	10,98	54,39

Tabela B.50: Dados de acompanhamento do Reator II, segunda etapa, Fase H.

Tempo (dias)	Concentração (mg.L ⁻¹)			Total mgN.L ⁻¹	Entrada mgN-NH ₄ .L ⁻¹	Remoção (%)	Conversão (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				
266	92,98	797	24,85	915	984	7,02	90,55
268	131,26	811	27,74	970	984	1,43	86,66
270	97,77	807	23,94	929	984	5,57	90,06
274	71,93	852	15,44	939	1022	8,07	92,96
276	72,89	814	49,63	937	1022	8,35	92,87
278	76,72	866	48,37	991	1022	3,03	92,49

ANEXO C

Reator I – Primeira Etapa

Tabela C.1: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a primeira etapa do Reator I, dia 50.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	4,92	1,67	3,31	4,00	1,5
0,17	4,69	1,83	3,2	4,50	1,12
0,33	4,56	2,00	3,06	5,00	0,9
0,50	4,35	2,17	2,84	5,50	0,62
0,67	4,3	2,33	2,67	6	0,37
0,83	4,11	2,50	2,63	7	0,16
1,00	3,89	2,67	2,41	8	0,11
1,17	3,74	2,83	2,31	9	0,09
1,33	3,62	3,00	2,19	10	0,08
1,50	3,44	3,50	1,74		

Tabela C.2: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a primeira etapa do Reator I, dia 56.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	2,4	1,33	0,6	6	0,1
0,17	2,08	1,50	0,46	8	0,1
0,33	1,8	1,67	0,38	10	0,09
0,50	1,5	1,83	0,33	12	0,08
0,67	1,25	2	0,27	15	0,08
0,83	1,06	3	0,17	20	0,08
1,00	0,88	4	0,13	25	0,08
1,17	0,75	5	0,11		

Tabela C.3: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a primeira etapa do Reator I, dia 59.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	1,45	1,17	0,27	4	0,1
0,17	1,25	1,33	0,23	5	0,1
0,33	0,96	1,50	0,19	6	0,1
0,50	0,74	1,67	0,17	8	0,09
0,67	0,56	1,83	0,14	10	0,09
0,83	0,44	2	0,13		
1,00	0,35	3	0,12		

Tabela C.4: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a primeira etapa do Reator I, dia 64.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	2,13	1,00	0,79	2	0,22
0,17	2,04	1,17	0,6	3	0,15
0,33	1,71	1,33	0,5	4	0,12
0,50	1,42	1,50	0,41	5	0,1
0,67	1,17	1,67	0,32	10	0,09
0,83	0,97	1,83	0,27	15	0,09

Tabela C.5: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a primeira etapa do Reator I, dia 70.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	2,42	1,00	0,96	2	0,31
0,17	2,19	1,17	0,78	3	0,15
0,33	1,9	1,33	0,65	4	0,12
0,50	1,65	1,50	0,54	5	0,11
0,67	1,4	1,67	0,44	10	0,11
0,83	1,16	1,83	0,37		

Tabela C.6: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a primeira etapa do Reator I, dia 84.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	2,72	1,50	0,61	3	0,09
0,17	2,43	1,67	0,48	4	0,07
0,33	2,19	1,83	0,35	5	0,07
0,50	1,95	2	0,26	6	0,07
0,67	1,71	2,17	0,21	7	0,07
0,83	1,45	2,33	0,16	8	0,07
1,00	1,15	2,50	0,13	9	0,08
1,17	1,02	2,67	0,11	10	0,08
1,33	0,79	2,83	0,10		

Tabela C.7: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a primeira etapa do Reator I, dia 110.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	2,25	0,83	1,02	1,67	0,48
0,17	2,13	1,00	0,83	1,83	0,45
0,33	1,84	1,17	0,71	2,00	0,42
0,50	1,55	1,33	0,62		
0,67	1,27	1,50	0,54		

Tabela C.8: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a primeira etapa do Reator I, dia 148.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	4	1,50	2,31	2,83	1,03
0,17	3,83	1,67	2,12	3,00	0,91
0,33	3,61	1,83	1,96	3,50	0,67
0,50	3,44	2,00	1,76	4,00	0,54
0,67	3,23	2,17	1,58	4,50	0,48
0,83	3,04	2,33	1,45	5	0,46
1,00	2,83	2,50	1,3	6	0,44
1,33	2,47	2,67	1,19		

Tabela C.9: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a primeira etapa do Reator I, dia 158.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	3,6	1,50	1	3,00	0,1
0,17	3,2	1,67	0,8	3,17	0,1
0,33	2,9	1,83	0,6	3,33	0,1
0,50	2,6	2,00	0,4	3,50	0,1
0,67	2,3	2,17	0,3	3,67	0,1
0,83	2	2,33	0,2	3,83	0,1
1,00	1,7	2,50	0,16	4,00	0,1
1,17	1,4	2,67	0,1		
1,33	1,2	2,83	0,1		

Tabela C.10: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a primeira etapa do Reator I, dia 196.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	3,7	2,00	1,4	3,83	0,3
0,17	3,6	2,17	1,3	4,00	0,2
0,33	3,4	2,33	1,1	4,17	0,2
0,50	3,2	2,50	0,9	4,33	0,2
0,67	3	2,67	0,8	4,50	0,2
0,83	2,8	2,83	0,7	4,67	0,2
1,00	2,6	3,00	0,6	4,83	0,1
1,17	2,3	3,17	0,5	5	0,1
1,33	2,2	3,33	0,4	6	0,1
1,50	2	3,50	0,3	7	0,1
1,67	1,8	3,67	0,3	8	0,1
1,83	1,6				

Tabela C.11: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, primeira etapa do Reator I, dia 110 (determinação 1).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0	4,08	1,83	2,06	11	1,09
0,17	4	2	2,01	12	1,08
0,33	3,77	3	1,73	13	0,91
0,50	3,56	4	1,46	14	0,9
0,67	3,29	5	1,43	15	0,88
0,83	3,04	6	1,22	20	0,77
1	2,83	7	1,22	25	0,65
1,17	2,64	8	1,08	30	0,51
1,33	2,46	9	1,06	35	0,44
1,50	2,36	10	1,05	40	0,44
1,67	2,09				

Tabela C.12: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, primeira etapa do Reator I, dia 110 (determinação 2).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	2,48	0,83	1,03	1,67	0,54
0,17	2,1	1,00	0,84	1,83	0,49
0,33	1,84	1,17	0,72	2,00	0,47
0,50	1,52	1,33	0,63		
0,67	1,25	1,50	0,58		

Tabela C.13: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, primeira etapa do Reator I, dia 110 (determinação 3).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	2,98	1,17	1,12	4,00	0,41
0,17	2,82	1,33	0,92	5,00	0,41
0,33	2,58	1,50	0,8	10	0,39
0,50	2,23	1,67	0,71	15	0,38
0,67	1,8	1,83	0,61	20	0,37
0,83	1,64	2,00	0,57	25	0,36
1,00	1,35	3,00	0,44	30	0,36

Tabela C.14: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, primeira etapa do Reator I, dia 110 (determinação 4).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	2,25	0,83	1,02	1,67	0,48
0,17	2,13	1,00	0,83	1,83	0,45
0,33	1,84	1,17	0,71	2,00	0,42
0,50	1,55	1,33	0,62		
0,67	1,27	1,50	0,54		

REATOR I – SEGUNDA ETAPA

Tabela C.15: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator I, dia 20.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0	2,63	1,17	1,08	2,17	0,41
0,17	2,5	1,33	0,84	2,33	0,43
0,33	2,29	1,50	0,72	2,50	0,38
0,5	1,95	1,67	0,65	2,67	0,34
0,67	1,64	1,83	0,58	2,83	0,29
0,83	1,41	2,00	0,52	3,00	0,28
1,00	1,17				

Tabela C.16: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator I, dia 44.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0	2,63	0,83	1,41	1,67	0,65
0,17	2,5	1,00	1,17	1,83	0,58
0,33	2,29	1,17	1,08	2,00	0,52
0,5	1,95	1,33	0,84	2,17	0,41
0,67	1,64	1,50	0,72	2,33	0,43

Tabela C.17: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator I, dia 57.

Tempo (min)	0	0,17	0,33	0,5	0,67	0,83	1,00
O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	2,07	1,77	1,33	0,98	0,70	0,52	0,38

Tabela C.18: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator I, dia 66.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0	2,12	0,83	0,87	1,50	0,31
0,17	1,92	1,00	0,68	1,67	0,24
0,33	1,62	1,17	0,52	1,83	0,18
0,5	1,36	1,33	0,38	2,00	0,14
0,67	1,12				

Tabela C.19: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator I, dia 68.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	2,07	0,42	1	0,75	0,41
0,08	1,99	0,50	0,8	0,83	0,33
0,17	1,78	0,58	0,68	0,92	0,28
0,25	1,44	0,67	0,52	1,00	0,24
0,33	1,24				

Tabela C.20: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator I, dia 113.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	1,77	0,75	0,56	1,83	0,17
0,08	1,75	0,83	0,47	2,00	0,16
0,17	1,6	0,92	0,38	2,17	0,15
0,25	1,39	1,00	0,32	2,33	0,15
0,33	1,19	1,17	0,26	2,50	0,15
0,42	1,03	1,33	0,22	2,67	0,14
0,50	0,87	1,50	0,2	2,83	0,15
0,58	0,74	1,67	0,18	3,00	0,14
0,67	0,63				

Tabela C.21: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator I, dia 132.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	3,45	0,83	1,69	2,33	0,21
0,08	3,34	0,92	1,55	2,5	0,19
0,17	3,07	1,00	1,35	2,67	0,17
0,25	2,88	1,17	1,13	2,83	0,16
0,33	2,7	1,33	0,89	3	0,15
0,42	2,49	1,50	0,67	3,5	0,13
0,50	2,31	1,67	0,5	4	0,12
0,58	2,15	1,83	0,37	4,5	0,12
0,67	1,96	2,00	0,29	5	0,11
0,75	1,82	2,17	0,24	6	0,1

Tabela C22: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator I, dia 168.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0	7,3	1,67	4,97	3,33	3,34
0,17	6,71	1,83	4,85	3,5	2,99
0,33	6,58	2	4,78	3,67	2,9
0,5	6,34	2,17	4,38	3,83	2,65
0,67	6,22	2,33	4,23	4	2,63
0,83	5,96	2,5	4,14	4,5	2,37
1	5,74	2,67	3,96	5	2,22
1,17	5,62	2,83	3,72	5,5	2,03
1,33	5,31	3	3,67	6	1,82
1,5	5,24	3,17	3,57	6,5	1,71

Tabela C.23: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator I, dia 180.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	3,75	0,92	1,75	5	0,64
0,08	3,6	1,00	1,61	6	0,6
0,17	3,5	1,17	1,27	7	0,55
0,25	3,26	1,33	1,07	8	0,53
0,33	3,03	1,50	0,98	9	0,5
0,42	2,87	1,67	0,85	10	0,5
0,50	2,75	1,83	0,84	15	0,45
0,58	2,46	2,00	0,88	20	0,43
0,67	2,26	2,5	0,77	25	0,41
0,75	2,05	3	0,75	30	0,41
0,83	2	4	0,67	35	0,4

Tabela C.24: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator I, dia 187.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	5,49	1,33	2,3	6	0,19
0,08	5,37	1,50	1,95	8	0,15
0,17	5,17	1,67	1,61	10	0,13
0,25	4,95	1,83	1,29	12	0,11
0,33	4,72	2,00	1,01	15	0,13
0,42	4,51	2,17	0,75	20	0,11
0,50	4,29	2,33	0,55	25	0,14
0,58	4,07	2,50	0,41	30	0,13
0,67	3,86	2,67	0,33	35	0,13
0,75	3,66	2,83	0,29	40	0,13
0,83	3,45	3,00	0,25	45	0,13
0,92	3,25	3,5	0,23	50	0,13
1,00	3,05	4	0,2	55	0,13
1,17	2,67	5	0,2		

Tabela C.25: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator I, dia 224.

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	3,95	0,67	1,53	1,67	0,1
0,08	3,65	0,75	1,28	1,83	0,09
0,17	3,29	0,83	1	2,00	0,08
0,25	3,02	0,92	0,83	2,5	0,07
0,33	2,69	1,00	0,61	3	0,06
0,42	2,43	1,17	0,34	4	0,06
0,50	2,11	1,33	0,19	5	0,06
0,58	1,88	1,50	0,13		

Tabela C.26: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator I, dia 20 (pH 6,92).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0	4,94	1,83	3,21	3,67	1,57
0,17	4,82	2,00	3,07	3,83	1,52
0,33	4,68	2,17	2,88	4,00	1,38
0,5	4,52	2,33	2,76	4,17	1,28
0,67	4,33	2,50	2,61	4,33	1,17
0,83	4,2	2,67	2,47	4,50	1,05
1,00	4,02	2,83	2,32	4,67	0,97
1,17	3,81	3,00	2,18	4,83	0,86
1,33	3,69	3,17	2,01	5,00	0,78
1,50	3,55	3,33	1,83	3,67	1,57
1,67	3,39	3,50	1,77	3,83	1,52

Tabela C.27: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator I, dia 20 (pH 6,74).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0	4,8	1,50	3,24	2,83	1,86
0,17	4,71	1,67	3,08	3,00	1,69
0,33	4,53	1,83	2,89	3,17	1,47
0,5	4,38	2,00	2,69	3,33	1,38
0,67	4,19	2,17	2,52	3,50	1,24
0,83	3,98	2,33	2,37	3,67	1,08
1,00	3,8	2,50	2,19	3,83	0,97
1,17	3,59	2,67	2,01	4,00	0,8
1,33	3,44				

Tabela C.28: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator I, dia 20 (pH 6,62).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0	5,47	1,50	4,12	2,83	2,97
0,17	5,35	1,67	3,98	3,00	2,82
0,33	5,23	1,83	3,85	3,17	2,69
0,5	5,07	2,00	3,69	3,33	2,56
0,67	4,93	2,17	3,58	3,50	2,4
0,83	4,77	2,33	3,35	3,67	2,29
1,00	4,57	2,50	3,25	3,83	2,16
1,17	4,45	2,67	3,1	4,00	2,01
1,33	4,33				

Tabela C.29: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator I, dia 20 (pH 6,54).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0	5,53	1,50	3,9	2,83	2,89
0,17	5,22	1,67	3,84	3,00	2,74
0,33	5,06	1,83	3,67	3,17	2,61
0,5	4,84	2,00	3,51	3,33	2,49
0,67	4,73	2,17	3,39	3,50	2,34
0,83	4,54	2,33	3,26	3,67	2,22
1,00	4,36	2,50	3,09	3,83	2,06
1,17	4,23	2,67	3	4,00	1,92
1,33	4,14				

Tabela C.30: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator I, dia 20 (pH 6,46).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0	5,74	1,17	4,84	2,17	4,1
0,17	5,59	1,33	4,7	2,33	3,99
0,33	5,44	1,50	4,6	2,50	3,86
0,5	5,35	1,67	4,47	2,67	3,73
0,67	5,22	1,83	4,32	2,83	3,65
0,83	5,1	2,00	4,18	3,00	3,51
1,00	4,97				

Tabela C.31: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator I, dia 20 (pH 6,41).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0	5,54	1,50	4,42	2,83	3,37
0,17	5,44	1,67	4,29	3,00	3,28
0,33	5,36	1,83	4,16	3,17	3,13
0,5	5,29	2,00	4,03	3,33	3,03
0,67	5,1	2,17	3,91	3,50	2,89
0,83	4,95	2,33	3,79	3,67	2,78
1,00	4,82	2,50	3,65	3,83	2,66
1,17	4,67	2,67	3,51	4,00	2,54
1,33	4,55				

Reator II – Segunda Etapa

Tabela C.32: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator II, dia 34 (pH 7,49).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0	3,68	2,50	0,95	5,00	0,23
0,17	3,54	2,67	0,9	5,17	0,18
0,33	3,29	2,83	0,8	5,33	0,17
0,50	3,07	3,00	0,71	5,50	0,16
0,67	2,77	3,17	0,63	5,67	0,15
0,83	2,46	3,33	0,6	5,83	0,14
1,00	2,33	3,50	0,54	6,00	0,15
1,17	2,04	3,67	0,49	6,17	0,13
1,33	1,9	3,83	0,46	6,33	0,13
1,50	1,73	4,00	0,4	6,50	0,13
1,67	1,57	4,17	0,34	6,67	0,12
1,83	1,42	4,33	0,3	6,83	0,11
2,00	1,34	4,50	0,29	7,00	0,11
2,17	1,2	4,67	0,28		
2,33	1,08	4,83	0,24		

Tabela C.33: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator II, dia 34 (pH 5,53).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0	6,01	1,50	5,33	3,00	4,83
0,50	5,77	2,00	5,21	3,50	4,6
1,00	5,57	2,50	4,99	4,00	4,49

Tabela C.34: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator II, dia 44 (pH 7,53).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0	3,78	1,17	0,88	2,17	0,25
0,17	3,19	1,33	0,7	2,33	0,21
0,33	2,63	1,50	0,57	2,50	0,19
0,50	2,1	1,67	0,46	2,67	0,17
0,67	1,76	1,83	0,36	2,83	0,15
0,83	1,37	2,00	0,3	3,00	0,14
1,00	1,09				

Tabela C.35: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator II, dia 44 (pH 6,32).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0	3,75	1,17	2,19	2,17	1,03
0,17	3,53	1,33	2,01	2,33	0,87
0,33	3,29	1,50	1,78	2,50	0,73
0,50	3,1	1,67	1,58	2,67	0,59
0,67	2,85	1,83	1,38	2,83	0,47
0,83	2,64	2,00	1,21	3,00	0,37
1,00	2,43				

Tabela C.36: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator II, dia 57 (pH 7,51).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0	3,12	0,83	1,2	1,50	0,52
0,17	2,68	1,00	0,97	1,67	0,43
0,33	2,26	1,17	0,76	1,83	0,35
0,50	1,83	1,33	0,64	2,00	0,29
0,67	1,48				

Tabela C.37: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator II, dia 132 (pH 7,50).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	2,49	0,58	0,39	1,33	0,17
0,08	1,83	0,67	0,33	1,5	0,15
0,17	1,4	0,75	0,26	1,67	0,15
0,25	1,09	0,83	0,24	1,83	0,15
0,33	0,76	0,92	0,21	2	0,14
0,42	0,61	1,00	0,2	2,5	0,14
0,50	0,5	1,17	0,18	3	0,13

Tabela C.38: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator II, dia 179 (pH 7,80).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	3,22	0,75	0,6	10	0,45
0,08	3,02	0,83	0,59	15	0,46
0,17	2,58	0,92	0,56	20	0,47
0,25	2,22	1,00	0,56	25	0,49
0,33	1,68	2	0,48	30	0,51
0,42	1,24	3	0,45	35	0,53
0,50	0,95	4	0,43	40	0,56
0,58	0,77	5	0,43	50	0,62
0,67	0,7				

Tabela C.39: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator II, dia 188 (pH 7,80).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	3,99	0,75	1,45	2	0,17
0,08	3,89	0,83	1,18	3	0,15
0,17	3,59	0,92	0,92	4	0,07
0,25	3,25	1,00	0,71	6	0,06
0,33	2,98	1,17	0,41	8	0,05
0,42	2,65	1,33	0,23	10	0,05
0,50	2,34	1,50	0,16	20	0,03
0,58	2,05	1,67	0,15		
0,67	1,73	1,83	0,15		

Tabela C.40: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator II, dia 217 (pH 7,50).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	3,05	0,58	1,83	1,17	0,74
0,08	2,97	0,67	1,67	1,33	0,6
0,17	2,8	0,75	1,55	1,50	0,49
0,25	2,6	0,83	1,42	1,67	0,43
0,33	2,4	0,92	1,27	1,83	0,39
0,42	2,21	1,00	1	2,00	0,36
0,50	2,02				

Tabela C.41: Variação da concentração de oxigênio dissolvido no tempo, para determinação da respiração celular, referente a segunda etapa do Reator II, dia 266 (pH 7,45).

Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)	Tempo (min)	O ₂ dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹)
0,00	4,29	0,92	2,17	1,83	0,58
0,08	4,16	1,00	1,93	1,92	0,5
0,17	4	1,08	1,74	2,00	0,43
0,25	3,84	1,17	1,58	2,17	0,32
0,33	3,63	1,25	1,42	2,33	0,25
0,42	3,34	1,33	1,27	2,5	0,2
0,50	3,19	1,42	1,12	2,67	0,16
0,58	2,91	1,50	1,02	2,83	0,14
0,67	2,76	1,58	0,9	3	0,13
0,75	2,56	1,67	0,78	3,5	0,11
0,83	2,36	1,75	0,69	4	0,1

ANEXO D

Reator I – Primeira Etapa

Tabela D.1. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na primeira etapa do Reator I, dia 56.

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹)
3,5	1,18	0,88	0,784	0,1	0,147
3	1,18	0,75	0,735	0,1	0,144
2,7	1,18	0,38	0,415	0,09	0,146
2,4	1,18	0,33	0,376	0,08	0,145
2,08	1,18	0,27	0,370	0,08	0,143
1,8	1,18	0,17	0,192	0,08	0,143
1,25	1,053	0,13	0,164	0,08	0,143
1,06	0,926	0,11	0,153	0,1	0,147

Tabela D.2. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na primeira etapa do Reator I, dia 59.

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹)
1,45	1,2	0,19	0,392	0,09	0,190
1,25	1,2	0,17	0,365	0,08	0,180
0,96	1,2	0,14	0,337	0,07	0,150
0,74	1,2	0,13	0,274	0,07	0,120
0,56	1,037	0,12	0,239	0,04	0,100
0,44	0,807	0,1	0,235	0,03	0,080
0,35	0,702	0,1	0,225	0,02	0,060
0,27	0,554	0,1	0,227	0,01	0,040
0,23	0,449	0,09	0,200		

Tabela D.3. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na primeira etapa do Reator I, dia 64.

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹)
2,13	1,33	0,79	1,168	0,22	0,399
2,04	1,33	0,6	0,887	0,15	0,202
1,71	1,33	0,5	0,675	0,12	0,179
1,42	1,33	0,41	0,650	0,1	0,172
1,17	1,33	0,32	0,531	0,09	0,158
0,97	1,189	0,27	0,431	0,09	0,128

Tabela D.4. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na primeira etapa do Reator I, dia 70.

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ .(gSST.min) ⁻¹)
2,53	1,150	0,82	0,855	0,14	0,170
2,27	1,150	0,69	0,719	0,12	0,163
2	1,150	0,57	0,650	0,11	0,092
1,68	1,150	0,47	0,533	0,03	0,050
1,42	1,150	0,4	0,446	0,01	0,010
1,19	1,063	0,34	0,402		
1,01	0,991	0,17	0,226		

Tabela D.5. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na primeira etapa do Reator I, dia 84.

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
3,14	2,72	1,11	0,48	0,44	0,07
2,92	2,43	0,97	0,35	0,43	0,07
2,7	2,19	0,87	0,26	0,42	0,07
2,47	1,95	0,8	0,21	0,4	0,07
2,23	1,71	0,72	0,16	0,39	0,08
1,98	1,45	0,67	0,13	0,39	0,08
1,7	1,15	0,63	0,11	0,39	0,08
1,59	1,02	0,6	0,10	0,39	0,08
1,39	0,79	0,58	0,09	0,37	0,08
1,23	0,61	0,48	0,07	0,36	0,08

Tabela D.6. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na primeira etapa do Reator I, dia 110.

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
2,63	1,025	0,77	1,382	0,06	0,195
2,47	1,205	0,57	1,028	0,06	0,181
2,23	1,650	0,45	0,763	0,04	0,184
1,88	1,650	0,36	0,715	0,03	0,183
1,45	1,367	0,26	0,554	0,02	0,184
1,29	1,301	0,22	0,389	0,01	0,183
1	1,613	0,09	0,256	0,01	0,169

Tabela D.7. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na primeira etapa do Reator I, dia 148.

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
3,68	1,386	1,99	1,263	0,35	0,664
3,51	1,378	1,8	1,238	0,22	0,496
3,29	1,367	1,64	1,213	0,16	0,395
3,12	1,358	1,44	1,177	0,14	0,357
2,91	1,345	1,26	1,136	0,12	0,316
2,72	1,332	1,13	1,102	0,1	0,272
2,51	1,316	0,98	1,054	0,08	0,226
2,15	1,281	0,59	0,867		

Tabela D.8. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na primeira etapa do Reator I, dia 158.

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
3,48	1,370	1,18	0,973	0,55	0,178
3,25	1,370	1,04	0,808	0,57	0,126
3,04	1,370	0,93	0,761	0,55	0,231
2,74	1,370	0,81	0,564	0,48	0,160
2,5	1,370	0,76	0,373	0,48	0,129
2,24	1,370	0,72	0,450	0,46	0,171
1,99	1,370	0,64	0,420	0,4	0,152
1,79	1,370	0,61	0,320	0,41	0,133
1,54	1,370	0,57	0,178	0,39	0,138
1,35	1,114	0,59	0,178	0,39	0,178

Reator I – Segunda Etapa

Tabela D.9. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 20 (pH 7,68).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
2,63	0,644	1,17	0,701	0,52	0,507
2,5	0,772	1,08	0,704	0,41	0,314
2,29	1,040	0,84	0,813	0,43	0,232
1,95	1,040	0,72	0,541	0,38	0,360
1,64	1,040	0,65	0,454	0,34	0,361
1,41	1,040	0,58	0,436	0,29	0,299

Tabela D.10. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 7 (pH 8,28).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
1,63	1,086	0,35	0,649	0,07	0,175
1,27	1,086	0,22	0,445	0,06	0,142
0,84	1,086	0,14	0,303	0,05	0,126
0,57	0,906	0,1	0,225	0,05	0,109

Tabela D.11. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 57 (pH 7,51).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
1,96	1,340	0,87	1,397	0,41	0,775
1,66	1,548	0,59	1,016	0,27	0,447
1,22	1,713				

Tabela D.12. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 57 (pH 7,17).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
1,23	0,989	0,35	0,694	0,1	0,227
0,86	0,989	0,21	0,420	0,08	0,161
0,58	0,955	0,15	0,296	0,07	0,145

Tabela D.13. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 57 (pH 6,99).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
1,43	0,915	0,37	0,641	0,1	0,178
1,15	0,915	0,24	0,431	0,09	0,144
0,88	0,915	0,17	0,293	0,08	0,178
0,57	0,913	0,13	0,228		

Tabela D.14. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 57 (pH 6,52).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
4,1	0,747	2,61	0,747	1,5	0,744
3,88	0,747	2,4	0,741	1,32	0,692
3,63	0,747	2,23	0,662	1,16	0,709
3,42	0,747	2,07	0,747	0,97	0,668
3,23	0,747	1,84	0,725	0,83	0,627
3,01	0,747	1,69	0,680	0,67	0,564
2,82	0,747				

Tabela D.15. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 66 (pH 7,20).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
2,12	1,475	0,87	1,596	0,31	0,581
1,92	1,735	0,68	1,308	0,24	0,546
1,62	1,796	0,52	1,139	0,18	0,439
1,36	1,796	0,38	0,782	0	0,000
1,12	1,796				

Tabela D.16. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 113 (pH 7,50).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
1,5	1,737	0,37	1,103	0,06	0,215
1,29	1,737	0,28	0,919	0,05	0,189
1,09	1,737	0,22	0,664	0,05	0,163
0,93	1,737	0,16	0,422	0,05	0,189
0,77	1,648	0,12	0,318	0,04	0,163
0,64	1,401	0,1	0,267	0,05	0,163
0,53	1,050	0,08	0,241	0,04	0,213
0,46	0,983	0,07	0,215		

Tabela D.17. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 132 (pH 8,70).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
3,5	1,374	2	1,374	0,23	0,543
3,33	1,314	1,56	1,374	0,18	0,191
3,19	1,374	1,4	1,374	0,16	0,362
2,99	1,374	1,23	1,240	0,14	0,173
2,8	1,374	1,07	1,189	0,17	0,210
2,63	1,333	0,95	1,374	0,13	0,230
2,49	1,374	0,41	0,975	0,15	0,192
2,27	1,303	0,33	0,731	0,13	0,272
2,15	1,186	0,27	0,575		

Tabela D.18. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 132 (pH 8,10).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
2,14	1,669	0,81	1,081	0,19	0,445
1,42	1,447	0,72	1,004	0,14	0,364
1,3	1,331	0,61	1,088	0,1	0,278
1,13	1,645	0,4	0,853	0,09	0,215
0,95	1,489	0,27	0,604	0,06	0,132

Tabela D.19. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 132 (pH 7,50).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
2,88	1,533	1,35	1,445	0,21	0,277
2,7	1,533	0,89	1,146	0,19	0,251
2,49	1,533	0,67	0,986	0,17	0,231
2,31	1,533	0,5	0,800	0,16	0,211
2,15	1,533	0,37	0,604	0,15	0,206
1,96	1,506	0,29	0,441	0,13	0,189
1,55	1,533	0,24	0,337	0,12	0,175

Tabela D.20. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 132 (pH 7,07).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
4,25	0,845	2,65	0,933	1,16	0,899
4,19	0,819	2,45	1,082	1,01	0,839
4,06	1,043	2,23	1,060	0,85	0,839
3,97	1,141	2,04	0,975	0,71	0,750
3,78	1,146	1,85	0,930	0,59	0,668
3,69	0,909	1,69	0,934	0,48	0,640
3,6	1,098	1,5	0,914	0,38	0,572
3,06	1,106	1,34	0,922	0,3	0,671
2,82	1,019				

Tabela D.21. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 180 (pH 7,48).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
2,43	1,754	0,82	1,666	0,06	0,223
2,26	1,754	0,67	1,450	0,04	0,227
2,04	1,754	0,55	1,275	0,03	0,157
1,82	1,754	0,44	1,107	0,03	0,149
1,58	1,754	0,28	0,795	0,03	0,149
1,37	1,754	0,17	0,553	0,04	0,149
1,18	1,754	0,11	0,394	0,03	0,150
0,98	1,754	0,07	0,270	0,03	0,146

Tabela D.22. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 187 (pH 8,25).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
2,13	2,267	0,5	0,728	0,09	0,186
1,67	2,267	0,43	0,589	0,09	0,152
1,31	2,339	0,37	0,460	0,09	0,155
1,01	1,931	0,32	0,267	0,08	0,158
0,77	1,519	0,3	0,235	0,07	0,158
0,59	1,155	0,27	0,219	0,06	0,157
0,46	0,954	0,26	0,202	0,05	0,144

Tabela D.23. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 187 (pH 7,75).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
4,01	2,006	1,64	1,906	0,22	0,143
3,7	2,006	1,43	1,724	0,19	0,148
3,4	2,006	0,9	1,060	0,12	0,157
3,09	2,006	0,7	0,869	0,1	0,150
2,8	2,006	0,49	0,604	0,09	0,149
2,52	2,068	0,4	0,425	0,08	0,149
2,25	2,002	0,33	0,524	0,07	0,140
1,99	2,006	0,21	0,125		

Tabela D.24. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 187 (pH 7,47).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
4,51	1,585	2,3	1,450	0,33	0,355
4,29	1,585	1,95	1,402	0,29	0,286
4,07	1,585	1,61	1,351	0,25	0,254
3,86	1,585	1,29	1,238	0,23	0,167
3,66	1,585	1,01	1,137	0,2	0,162
3,45	1,585	0,75	0,974	0,2	0,140
3,25	1,583	0,55	0,751	0,19	0,145
3,05	1,561	0,41	0,529	0,15	0,150
2,67	1,500				

Tabela D.25. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 187 (pH 6,99).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
4,65	1,100	1,83	1,028	0,39	0,439
4,38	1,100	1,6	0,989	0,2	0,198
4,06	1,100	1,39	0,967	0,18	0,141
3,8	1,100	1,16	0,976	0,16	0,135
3,53	1,061	0,96	0,857	0,14	0,137
3,29	1,077	0,79	0,764	0,12	0,137
3,03	1,105	0,63	0,747	0,1	0,136
2,78	1,100	0,48	0,591	0,09	0,136
2,06	0,975				

Tabela D.26. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 224 (pH 8,49).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
2,44	2,292	0,23	0,630	0,07	0,110
2,12	2,353	0,17	0,448	0,07	0,110
1,7	2,353	0,13	0,312	0,07	0,127
1,3	2,353	0,11	0,248	0,06	0,140
0,96	2,209	0,09	0,212	0,06	0,110
0,68	1,684	0,08	0,144	0,06	0,110
0,48	1,277	0,07	0,127	0,04	0,110
0,33	0,926				

Tabela D.27. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 224 (pH 7,48).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
3,95	2,217	1,53	2,217	0,1	0,179
3,65	2,217	1,28	2,112	0,09	0,141
3,29	2,217	1	1,647	0,08	0,135
3,02	2,217	0,83	1,550	0,07	0,116
2,69	2,217	0,61	1,445	0,06	0,111
2,43	2,217	0,34	0,829	0,06	0,103
2,11	2,087	0,19	0,465	0,06	0,103
1,88	2,137	0,13	0,272		

Tabela D.28. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 224 (pH 7,01).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
5,32	1,272	2,72	1,512	0,68	1,001
5,01	1,488	2,38	1,536	0,46	0,835
4,58	1,530	2,01	1,339	0,3	0,551
4,22	1,530	1,73	1,215	0,22	0,426
3,8	1,530	1,46	1,291	0,14	0,339
3,44	1,530	1,14	1,176	0,1	0,143
3,08	1,504	0,9	1,038	0,07	0,125

Tabela D.29. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na segunda etapa do Reator I, dia 224 (pH 6,51).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
6,57	0,700	4,54	0,700	2,21	0,700
6,39	0,700	4,37	0,700	1,75	0,700
6,22	0,700	4,21	0,630	1,28	0,700
6,02	0,700	4,09	0,643	0,82	0,673
5,84	0,700	3,91	0,700	0,44	0,549
5,67	0,678	3,77	0,700	0,16	0,357
5,53	0,700	3,59	0,700	0,07	0,128
5,04	0,700	3,15	0,696	0,06	0,099
4,83	0,700	2,68	0,700	0,05	0,078
4,7	0,648				

Reator II – Primeira Etapa

Tabela D.30. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na primeira etapa do Reator II, dia 138 (pH 7,38).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
3,48	1,370	1,18	0,973	0,55	0,178
3,25	1,370	1,04	0,808	0,57	0,126
3,04	1,370	0,93	0,761	0,55	0,231
2,74	1,370	0,81	0,564	0,48	0,160
2,5	1,370	0,76	0,373	0,48	0,129
2,24	1,370	0,72	0,450	0,46	0,171
1,99	1,370	0,64	0,420	0,4	0,152
1,79	1,370	0,61	0,320	0,41	0,133
1,54	1,370	0,57	0,178	0,39	0,138
1,35	1,114	0,59	0,178		

Tabela D.31. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na primeira etapa do Reator II, dia 221 (pH 7,54).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
1,75	1,329	0,55	1,118	0,15	0,373
1,45	1,338	0,35	0,731	0,15	0,208
1,15	1,347	0,25	0,370	0,15	0,208
0,85	1,356	0,25	0,370	0,05	0,118

Tabela D.32. Variação da velocidade específica de respiração em função da concentração de oxigênio dissolvido, para obtenção dos parâmetros cinéticos, na primeira etapa do Reator II, dia 221 (pH 6,60).

C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)	C (mgO ₂ .L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹)
4,75	0,993	2,85	1,213	0,55	0,801
4,55	1,169	2,25	1,058	0,45	0,636
4,25	1,177	2,05	1,234	0,35	0,638
3,85	1,188	1,25	1,084	0,25	0,371
3,55	1,195	1,05	1,089	0,25	0,371
3,35	1,201	0,85	0,793	0,05	0,177
3,05	1,208	0,75	0,796		

ANEXO E

Tabela E.1. Dados de velocidade específica de respiração e concentração de ácido nitroso, com variação do pH, para o dia 132, da segunda etapa, Reator I.

pH	SST gSST.L ⁻¹	QO ₂ mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹	N-NH ₄ mg.L ⁻¹	N-NO ₂ mg.L ⁻¹	N-NO ₃ mg.L ⁻¹	N-HNO ₂ mg.L ⁻¹
8,70	1,52	1,374	22,71	395,15	14,65	0,001
8,10	1,40	1,669				0,005
7,50	1,38	1,533				0,022
7,07	1,30	1,195				0,059
6,43	1,25	0,325				0,257
6,01	1,20	0,217				0,676

Tabela E.2. Dados de velocidade específica de respiração e concentração de ácido nitroso, com variação do pH, para o dia 187, da segunda etapa, Reator I.

pH	SST gSST.L ⁻¹	QO ₂ mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹	N-NH ₄ mg.L ⁻¹	N-NO ₂ mg.L ⁻¹	N-NO ₃ mg.L ⁻¹	N-HNO ₂ mg.L ⁻¹
8,25	1,76	2,267	46,88	484,97	9,65	0,005
7,75	1,67	2,006				0,015
7,47	1,59	1,585				0,029
6,99	1,50	1,100				0,087
6,39	1,44	0,299				0,346
5,84	1,37	0,072				1,227

Tabela E.3. Dados de velocidade específica de respiração e concentração de ácido nitroso, com variação do pH, para o dia 224, da segunda etapa, Reator I.

pH	SST gSST.L ⁻¹	QO₂ mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹	N-NH₄ mg.L ⁻¹	N-NO₂ mg.L ⁻¹	N-NO₃ mg.L ⁻¹	N-HNO₂ mg.L ⁻¹
8,49	1,73	2,353	49,50	361,76	10,91	0,002
7,90	1,64	2,599				0,008
7,48	1,56	2,217				0,021
7,01	1,46	1,527				0,062
6,51	1,41	0,707				0,196
5,01	1,32	0,051				6,188

Tabela E.4. Dados de velocidade específica de respiração e concentração de ácido nitroso, com variação do pH, para o dia 188, da segunda etapa, Reator II.

pH	SST gSST.L ⁻¹	QO₂ mgO ₂ (gSST.min) ⁻¹	N-NH₄ mg.L ⁻¹	N-NO₂ mg.L ⁻¹	N-NO₃ mg.L ⁻¹	N-HNO₂ mg.L ⁻¹
8,48	4	1,524	172	839	13,0	0,005
7,89	3,95	1,014				0,019
7,48	3,67	0,959				0,049
7	3,55	0,61				0,147
6,5	3,38	0,263				0,465
5,87	3,24	0,037				1,982