



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

**REMOÇÃO COMBINADA DE DQO E NITROGÊNIO VIA NITRITO DE ÁGUA
RESIDUÁRIA DA SUINOCULTURA EM UM ÚNICO REATOR SBR**

Fabiana Akemi Hasegawa

Prof. Dr. Willibaldo Schmidell Netto

ORIENTADOR

Prof. Dr. Hugo Moreira Soares

Co- ORIENTADOR

Florianópolis, SC

Junho, 2008

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

REMOÇÃO COMBINADA DE DQO E NITROGÊNIO VIA NITRITO DE ÁGUA
RESIDUÁRIA DA SUINOCULTURA EM UM ÚNICO REATOR SBR

Fabiana Akemi Hasegawa

Dissertação submetida ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Catarina como parte dos requisitos para a obtenção do grau de Mestre em Engenharia Química.

Prof. Dr. Willibaldo Schmidell Netto

ORIENTADOR

Prof. Dr. Hugo Moreira Soares

Co- ORIENTADOR

Florianópolis, SC

Junho, 2008

**REMOÇÃO COMBINADA DE DQO E NITROGÊNIO VIA NITRITO DE ÁGUA
RESIDUÁRIA DA SUINOCULTURA EM UM ÚNICO REATOR SBR**

Por

Fabiana Akemi Hasegawa

Dissertação julgada para obtenção do título de Mestre em Engenharia Química, aprovada em sua forma final pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Catarina.

Prof. Dr. Willibaldo Schmidell Netto
Orientador

Prof. Dr. Agenor Furigo Junior
Coordenador do CPGENQ

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Willibaldo Schmidell Netto

Prof. Dr. Hugo Moreira Soares

Prof. Dr. Airton Kunz

Prof. Dr. Agenor Furigo Junior

*Á Deus e aos meus pais pela
vida e pela oportunidade.*

AGRADECIMENTOS

Aos meus pais, Tsutomu e Aparecida Hasegawa, pelo amor, apoio, oportunidade e dedicação.

Aos meus irmãos, Érica e Vinicius Hasegawa, pelo companheirismo e apoio.

Ao Professor Willibaldo Schmidell, por todo apoio, ensinamento e orientação.

Ao Professor Hugo Moreira Soares, pela oportunidade e co-orientação.

Ao grande companheiro de laboratório e amigo Rafa, pelo companheirismo, apoio, amizade e conselhos.

Aos amigos, Hélio, Angélica, Karen, Érika, Ieda Danielle Raquel pela amizade.

Ao Edevilson por todos os serviços prestados.

A Embrapa Suínos e Aves (Concórdia – SC), pela concessão da bolsa que tornou viável este trabalho.

SUMÁRIO

LISTA DE TABELAS	iii
LISTA DE FIGURAS	iv
NOMENCLATURA.....	vii
RESUMO	viii
ABSTRACT	i
1. INTRODUÇÃO.....	2
2. OBJETIVOS	4
2.1 Objetivo Geral	4
2.2 Objetivos Específicos	4
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
3.1 As transformações biológicas do nitrogênio	5
3.1.1 A importância da remoção do nitrogênio	7
3.2 A suinocultura no Brasil	8
3.2.1 A problemática que envolve a suinocultura	9
3.3 Processo convencional para a remoção biológica de nitrogênio	11
3.3.1 Nitrificação	12
3.3.2 Desnitrificação.....	15
3.4 Novos processos de remoção de nitrogênio	16
3.4.1 Processo SHARON	21
3.4.2 Processo ANAMMOX	22
3.4.3 SHARON + ANAMMOX.....	23
3.4.4 Processo OLAND	24
3.4.5 Processo CANON.....	25
3.4.6 Processo NO _x	26
3.5 Reator em Batelada Sequencial (SBR).....	27
4. MATERIAIS E MÉTODOS.....	30
4.1 Microrganismos	30
4.2 Sistema experimental.....	30
4.3 Meio de cultivo	31
4.4 Partida e operação.....	33
4.5 Metodologia analítica	36

4.5.1	Determinação da concentração de amônio	36
4.5.2	Determinação da concentração de nitrito	37
4.5.3	Determinação da concentração de nitrato.....	37
4.5.4	Determinação de DQO	37
4.5.5	Determinação da concentração celular	38
4.5.6	Determinação do pH.....	38
4.5.7	Determinação da velocidade de respiração	39
4.5.8	Determinação da alcalinidade.....	41
4.6	Cálculo de eficiência	41
4.6.1	Eficiência de remoção e conversão de nitrogênio	42
4.6.2	Eficiência de remoção de matéria orgânica.....	42
4.7	Acompanhamento cinético	43
5.	RESULTADOS E DISCUSSÃO	44
5.1	Considerações iniciais	44
5.2	Lavagem (primeiro dia de operação).....	47
5.3	Etapa de adaptação da biomassa ao meio autotrófico (período entre os dias 2 e 188)	48
5.4	Adaptação da biomassa ao processo de desnitrificação com acetato de sódio (período entre os dias 189 a 237)	52
5.5	Adaptação da biomassa com 25% de efluente da suinocultura (Etapa 1 período entre os dias 238 e 321)	59
5.6	Adaptação da biomassa com 25% de efluente da suinocultura (Etapa 2 (período entre os dias 322 e 342)	62
5.7	Adaptação da biomassa com 50% de efluente da suinocultura (período entre os dias 343 e 365)	69
5.8	Adaptação da biomassa com 75% de efluente da suinocultura (período entre os dias 366 e 397)	73
5.8	Adaptação da biomassa com 100% de efluente da suinocultura (período entre os dias 398 e 425)	77
5.9	Velocidade específica de consumo de amônio	81
6.	CONCLUSÕES	84
7.	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	85
8.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	86
	ANEXO A	93

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1. Estados de oxidação do nitrogênio, em diferentes compostos.	5
Tabela 3.3: Composição química média dos dejetos de suínos obtida observada por diferentes autores.....	10
Tabela 3.4: Produção média diária de dejetos nas diferentes fases produtivas dos suínos.	10
Tabela 3.5: Comparativo entre o processo convencional e os novos processos de remoção de nitrogênio.....	20
Tabela 4.1: Composição de nutrientes do meio sintético.	32
Tabela 4.2: Composição da solução de micronutrientes.	32
Tabela 5.1: Condições operacionais aplicadas ao reator.	45
Tabela 5.1 (cont.): Condições operacionais aplicadas ao reator.....	46
Tabela 5.2: Caracterização do efluente proveniente da Embrapa – Suínos e Aves.....	47

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1: Reações envolvidas no ciclo do nitrogênio (YE & THOMAS, 2001).....	6
Figura 3.2: Curva de equilíbrio entre íon amônio e amônia em função do pH (PRATES, 1997)	7
Figura 3.3: Processo convencional de nitrificação e desnitrificação.....	11
Figura 3.4: Nitrificação e Desnitrificação biológica via nitrito.....	16
Figura 3.5: Valores máximo de vazão específica de alimentação em função da temperatura (Adaptado de VERSTRAETE E PHILIPS,1998).....	18
Figura 3.6: Relação entre concentração de amônia livre, ácido nitroso e inibição das bactérias nitrificantes (Fonte: Anthonisen et al. 1976).....	19
Figura 3.7: Processo ANAMMOX (AHN, 2006).	22
Figura 3.8: Etapas de um Reator Seqüencial em Batelada.	28
Figura 4.1: Sistema Experimental	31
Figura 4.2: Variação da concentração de O ₂ dissolvido com o tempo (SCHMIDELL, 2001)	40
Figura 5.1: Acompanhamento da concentração celular durante o processo de lavagem.	48
Figura 5.2: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, entre os dias 2 e 27 de operação.	49
Figura 5.3: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, entre os dias 28 e 58 de operação.	49
Figura 5.4: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, entre os dias 64 e 188 de operação.	50
Figura 5.5: Acompanhamento cinético das formas nitrogenadas no dia 78 de operação.....	51
Figura 5.6: Concentração celular em função do tempo para a etapa de adaptação da biomassa ao meio autotrófico.....	52
Figura 5.7: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, entre os dias 189 e 201 de operação.	53
Figura 5.8: Valores das concentrações de DQO e da remoção de DQO entre os dias 189 e 201 de operação.....	53
Figura 5.9: Acompanhamento cinético das formas nitrogenadas no dia 197 de operação.....	54
Figura 5.10: Acompanhamento cinético da matéria orgânica no dia 197 de operação.....	55
Figura 5.11: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, entre os dias 202 e 237 de operação.	56

Figura 5.12: Dados das concentrações de DQO e da remoção de DQO entre os dias 202 e 237 de operação.	56
Figura 5.13: Acompanhamento cinético das formas nitrogenadas no dia 225 de operação.....	57
Figura 5.14: Acompanhamento cinético da matéria orgânica no dia 225 de operação.	58
Figura 5.15: Concentração celular em função do tempo para a etapa de adaptação da biomassa ao processo de desnitrificação com acetato de sódio.	59
Figura 5.16: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, entre os dias 238 e 321 de operação.	60
Figura 5.17: Dados das concentrações de DQO e da remoção de DQO entre os dias 238 e 321 de operação.	60
Figura 5.18: Acompanhamento das formas nitrogenadas no dia 286 de operação.	61
Figura 5.19: Acompanhamento da matéria orgânica no dia 286 de operação.....	62
Figura 5.20: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio entre os dias 323 e 342 de operação.	63
Figura 5.21: Valores das concentrações de DQO e da remoção de DQO entre os dias 323 e 342 de operação.	64
Figura 5.22: Acompanhamento das formas nitrogenadas no dia 336 de operação, com adição de DQO no ponto em destaque.....	65
Figura 5.23: Acompanhamento da matéria orgânica no dia 336 de operação, com adição de DQO no ponto em destaque.....	65
Figura 5.24: Acompanhamento da respirometria do dia 336, onde a respirometria 1 indica a alimentação somente com N-NH ₄ e a respirometria 2 indica o período após a adição de DQO.	66
Figura 5.25: Acompanhamento das formas nitrogenadas no dia 338 de operação, com adição de DQO no ponto em destaque.....	68
Figura 5.26: Acompanhamento da matéria orgânica no dia 338 de operação, com adição de DQO no ponto em destaque.....	68
Figura 5.27: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, entre os dias 343 e 365 de operação.	70
Figura 5.28: Valores das concentrações de DQO e da remoção de DQO entre os dias 343 e 365 de operação.	70
Figura 5.29: Acompanhamento das formas nitrogenadas no dia 364 de operação.	71
Figura 5.30: Acompanhamento da matéria orgânica no dia 364 de operação.....	72
Figura 5.31: Acompanhamento da respirometria do dia 364.	72

Figura 5.32: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, entre os dias 366 e 397 de operação.	74
Figura 5.33: Valores das concentrações de DQO e da remoção de DQO entre os dias 366 e 397 de operação.	74
Figura 5.34: Acompanhamento das formas nitrogenadas no dia 392 de operação.	75
Figura 5.35: Acompanhamento da matéria orgânica no dia 392 de operação.	76
Figura 5.36: Acompanhamento da respirometria do dia 392.	76
Figura 5.37: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, entre os dias 398 e 425 de operação.	77
Figura 5.38: Valores das concentrações de DQO e da remoção de DQO entre os dias 398 e 425 de operação.	78
Figura 5.39: Acompanhamento das formas nitrogenadas no dia 420 de operação.	79
Figura 5.40: Acompanhamento da matéria orgânica no dia 420 de operação.	79
Figura 5.41: Acompanhamento da respirometria do dia 420.	80
Figura 5.42: Concentração celular em função do tempo para etapa de adaptação da biomassa ao efluente da suinocultura.	81
Figura 5.43: Valores de velocidade específica de consumo de amônio.	82

NOMENCLATURA

DQO Demanda Química de Oxigênio

SBR *Sequencing Batch Reactor*

BOA Bactéria Oxidadora de Amônio

BON Bactéria Oxidadora de Nitrito

SHARON *Single Reactor High Activity Ammonia Removal Over Nitrite*

ANAMMOX *Anaerobic Ammonium Oxidation Process*

OLAND *Oxygen Limited Autotrophic Nitrification Denitrification*

CANON *Completely Autotrophic Nitrogen-removal Over Nitrite*

F Vazão de alimentação e retirada de líquido do reator ($L.h^{-1}$)

X Concentração celular no reator ($g.L^{-1}$)

X_0 Concentração celular na alimentação ($g.L^{-1}$)

V Volume do reator (L)

r_x Velocidade de crescimento das células ($g.L^{-1}.h^{-1}$)

μ Velocidade específica de crescimento (d^{-1} ou h^{-1})

μ_m Velocidade específica máxima de crescimento h^{-1}

D Vazão específica de alimentação (d^{-1})

QO_2 Velocidade específica de respiração celular ($mgO_2(gSST.min)^{-1}$)

SST Sólidos suspensos totais $g.L^{-1}$

SSV Sólidos suspensos voláteis $g.L^{-1}$

SVT Sólidos Voláteis Totais $g.L^{-1}$

SFT Sólidos Fixos totais $g.L^{-1}$

$\mu N-NH_4^+$ velocidade de consumo de substrato $mgN-NH_4.(gSST.d)^{-1}$)

C concentração de oxigênio dissolvido $mgO_2.L^{-1}$

kla coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio min^{-1}

RESUMO

A suinocultura é uma atividade importante no estado de Santa Catarina. Sabe-se, no entanto, que é bastante impactante no que se refere ao meio ambiente. Em média, o efluente apresenta concentração de amônio da ordem de 1000 mgN.L^{-1} , DQO da ordem de $60000 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$ ou $7000 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$ quando já pré tratado em decantador primário. Baseado nos princípios dos novos processos biotecnológicos de eliminação de nitrogênio, realizados via nitrito, estabeleceu-se uma remoção combinada de N-NH_4^+ e DQO para um efluente proveniente do decantador primário da estação de tratamento de efluentes (ETE) da Embrapa – Suínos e Aves (Concórdia – SC). Para tanto, construíram-se dois reatores com capacidade de 2 litros (R1 e R2) que foram operados em batelada seqüencial (SBR), com aeração intermitente e TRH de 2 dias. Ambos os reatores foram inoculados com cultura mista, oriunda do sistema de lodos ativados da Companhia de Saneamento do Estado de Santa Catarina (CASAN), que inicialmente passou pelo processo de “lavagem”, visando a seleção de Bactérias Oxidadoras de Amônio (BOA). Após este processo as células passaram por um período de adaptação com meio sintético contendo $500\text{mgN-NH}_4^+.\text{L}^{-1}$ e $2000\text{mgDQO}.\text{L}^{-1}$ no R1 e $500\text{mgN-NH}_4^+.\text{L}^{-1}$ e $1000\text{mgDQO}.\text{L}^{-1}$ no R2. Após atingido estado estacionário foram realizadas substituições progressivas com 25, 50, 75, 100% de efluente real, tendo como base a concentração de amônio. Durante a primeira etapa de adaptação, contando somente com o amônio no meio sintético de alimentação, obteve-se valores de velocidade específica de consumo de amônio em torno de $39 \text{ mgN-NH}_4^+.\text{gSST}^{-1}.\text{h}^{-1}$. Neste período a concentração celular não aumentou significativamente, mantendo-se próximo a $1,26\text{gSST}.\text{L}^{-1}$. Com a adição de acetato como fonte de matéria orgânica, além do alto crescimento celular, que atingiu valores de $7\text{gSST}.\text{L}^{-1}$, a velocidade específica de consumo de amônio reduziu para $5,5 \text{ mgN-NH}_4^+.\text{gSST}^{-1}.\text{h}^{-1}$. Este valor foi praticamente mantido durante todo o período de substituição por efluente real. A remoção média apresentada pelo sistema ao final do processo de substituição, contando com $500 \text{ mgN-NH}_4^+.\text{L}^{-1}$ proveniente do efluente real, foi de 95,5% para o nitrogênio e de 90,5% para a matéria orgânica.

PALAVRAS-CHAVE: Nitritação; Desnitritação; Suinocultura; Reator SBR.

ABSTRACT

The swine production is an important activity of Santa Catarina State. However, the high COD ($7000 \text{ mgO}_2\text{L}^{-1}$) and ammonium ($1000 \text{ mgN-NH}_4^+\text{L}^{-1}$) concentration of these wastewaters can make this activity very harmful if it is not treated properly. Based on new biotechnological process principles for nitrogen elimination, conducted via nitrite, the combined removal of ammonium and COD was established for a pre-treated wastewater, coming from a primary settler. A two liter Sequencing Batch Reactor (SBR) was built, and operated with intermittent aeration and HRT of 2 days. A mixed culture, from an activated sludge system, was adapted to a synthetic medium, containing $500 \text{ mgN-NH}_4^+\text{L}^{-1}$ and COD $2000 \text{ mgO}_2\text{L}^{-1}$, and progressive substitution to the natural pre-treated wastewater in proportions of 25, 50, 75, 100%. During first step, medium with ammonium only, specific velocity of $39 \text{ mgN-NH}_4^+.\text{gSST}^{-1}.\text{h}^{-1}$ was obtained. On this step, cellular concentration did not increase significantly, maintained in values around $1,26 \text{ gSST.L}^{-1}$. With sodium acetate addition, besides the high cellular growth (about 7 gSST.L^{-1}), the specific velocity of ammonium consumption decreased to $5,5 \text{ mgN-NH}_4^+.\text{gSST}^{-1}.\text{h}^{-1}$. This value was maintained during all substitution to swine wastewater step. In the end of the experiments the system presented an average removal of 95,5% for nitrogen and 90,5% for COD.

1. INTRODUÇÃO

A preocupação com a temática ambiental tem se destacado cada vez mais, face ao esgotamento de recursos naturais e ao impacto que as atividades humanas exercem sobre o meio ambiente. Dentre estas atividades se encontra o despejo indiscriminado de resíduos provenientes de esgotos domésticos e industriais.

No Estado de Santa Catarina, em particular, devido a importância econômica e ao sistema de produção adotado (sistema de confinamento), a atividade suinícola representa um tema de grande preocupação no que se refere ao meio ambiente. Somente para se ter idéia segundo uma publicação na revista *Anuário Expressão de Ecologia* (2005), em Santa Catarina, a produção diária de dejetos em decorrência do rebanho do Estado, equivale a uma população de quase 30 milhões de habitantes. Número este que torna bastante evidente a necessidade de se dar um tratamento adequado ao efluente.

Apesar da comprovada eficiência na remoção de formas nitrogenadas de alguns processos físico-químicos, sua utilização não é tão vantajosa frente aos processos biológicos de tratamento. Os sistemas biológicos além de não necessitarem de adição de produtos químicos, prejudiciais ao meio ambiente, apresentam menores custos de implantação e operação, embora o impacto financeiro da adequada disposição final do lodo biológico gerado no processo necessite de uma avaliação bastante criteriosa.

O processo clássico de remoção biológica de nitrogênio demanda um eficiente sistema de aeração para que, com a participação de bactérias autótrofas principalmente pertencentes aos gêneros *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*, ocorra a nitrificação e, em alguns casos, a adição de fonte externa de carbono como doadores de elétrons, para que em condições anóxicas, ocorra a desnitrificação através das bactérias heterótrofas facultativas. Neste sentido a aplicação de processos biotecnológicos que eliminam nitrogênio via nitrito, vem ganhando espaço. Segundo Katsogiannis (2003) a eliminação de nitrogênio por esta via pode significar uma economia de 25% em termos de oxigênio, uma obtenção de elevados valores de desnitrificação com menor quantidade de matéria orgânica e um aumento na velocidade da desnitrificação.

O processo SHARON (*Single Reactor High Activity Ammonia Removal Over Nitrite*) foi proposto para eliminar nitrogênio em um único reator via nitrito. Isto é possível ao se realizar uma seleção de linhagens de *Nitrosomonas*, a partir de um inóculo que esteja operando na nitrificação. No processo original, a seleção é realizada em um reator contínuo,

operado com elevada vazão específica de alimentação, de forma a “lavar” do tanque as bactérias oxidadoras de nitrito (BON). Porém, segundo Mulder e Kempen (1997), este processo foi proposto para atuar apenas como pré-tratamento de efluentes muito concentrados em amônio.

Levando em conta os princípios do processo SHARON, a opção por um reator do tipo batelada seqüencial (SBR – *Sequencing Batch Reactor*), operado com reciclo de células, se torna bastante interessante.

No reator do tipo SBR a biomassa encontra-se em suspensão e a operação obedece a um ciclo pré-determinado composto por cinco etapas básicas: enchimento, reação, decantação, descarga e repouso. A característica fundamental deste reator é a flexibilidade das etapas aeróbia e anóxica de cada ciclo, a fim de permitir a realização da nitrificação e da desnitrificação respectivamente. Tal característica permite o estabelecimento de condições de processo que promovem uma eficiente remoção biológica de nutrientes através de um simples ajuste nos tempos de cada etapa.

Assim, a proposta deste trabalho é avaliar a remoção combinada de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal via nitrito de dejetos de suínos proveniente da estação de tratamento de efluentes da Embrapa – Suínos e Aves (Concórdia – SC).

2. OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

Estudar a remoção combinada de matéria orgânica e nitrogênio via nitrito, em um único reator a partir de resíduos com alta carga de nutrientes visando a sua aplicação em resíduos da suinocultura.

2.2 Objetivos Específicos

- Selecionar linhagens de bactérias oxidadoras de amônio através da “lavagem” de células e limitação de oxigênio dissolvido;
- Estabelecer as condições necessárias para a formação do nitrito e a sua redução a nitrogênio gasoso em reator SBR;
- Adaptar a biomassa de forma gradativa ao efluente da suinocultura;
- Obter elevados valores para a eficiência de remoção de nitrogênio e carbono, operando com efluente de suinocultura.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 As transformações biológicas do nitrogênio

O nitrogênio é um nutriente essencial para a célula viva, pois faz parte da constituição de proteínas, ácidos nucleicos, adenosinas fosfatos, nucleotídeos, piridina e pigmentos. Essa versatilidade em poder estar presente em tantos compostos é consequência do grande número de estados de oxidação que o nitrogênio pode assumir. O estado de oxidação pode variar de -3, na forma de amônia (NH_3), até +5, na forma de nitrato (NO_3^-), conforme pode ser observado na Tabela 3.1.

Tabela 3.1. Estados de oxidação do nitrogênio, em diferentes compostos.

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

Fonte: MADIGAN et al. (1997).

Segundo Atlas e Bartha (1946) a maior parte do nitrogênio global, cerca de 79% , está na forma não disponível para a biota terrestre, ou seja, na forma de nitrogênio gasoso (N₂). Portanto, o suprimento com as formas disponíveis deste composto depende da fixação do nitrogênio. Cerca de 85% da fixação do nitrogênio na terra são de origem biológica (*Rhizobium*, *Azobacter* e *Cianobactérias*), mas pode ocorrer também quimicamente na atmosfera, via descargas elétricas, através de fixação industrial ou por processos de queima de combustíveis fósseis (BROCK, 1994).

Na Figura 3.1 podem-se observar as transformações dos compostos nitrogenados no ciclo do nitrogênio, resultantes do metabolismo microbiano nos processos de fixação,

nitrificação, desnitrificação, oxidação anaeróbia do amônio via nitrito e redução desassimilatória e assimilatória do nitrato.

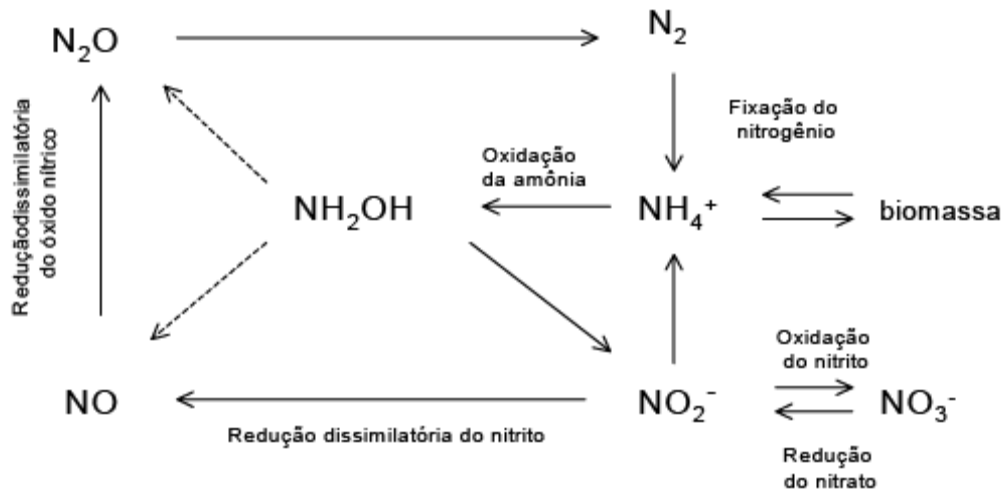


Figura 3.1: Reações envolvidas no ciclo do nitrogênio (YE & THOMAS, 2001).

A fixação é um processo metabólico que necessita de energia para quebrar a tripla ligação do nitrogênio. O íon amônio formado a partir desse processo pode tanto ser utilizado para síntese celular como pode ser oxidado a nitrato por bactérias nitrificantes. O nitrato é então convertido à oxido nítrico (desnitrificação) e este a nitrogênio gasoso, que é liberado para a atmosfera.

O nitrato pode ainda percorrer uma outra via metabólica que é a redução assimilatória do nitrato a íon amônio (BROCK, 1994), ou a redução desassimilatória do nitrato a íon amônio. Vale salientar que a redução assimilatória ocorre tanto em condições aeróbias quanto anaeróbias, não resulta em rendimento energético e o íon amônio formado não é excretado para o meio. A alta concentração do íon amônio inibe ou torna o processo insignificante (TIEDJE, 1988). Já a redução desassimilatória do nitrato a íon amônio (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). Esse processo é regulado pelo oxigênio, mas não é afetado pelo íon amônio e o nitrogênio reduzido não é utilizado pela célula.

Há também a possibilidade da oxidação anaeróbia do íon amônio a nitrogênio gasoso (via nitrito). Lembrando que esta via metabólica só é possível se não houver presença de matéria orgânica (GÜVEN, 2005).

Todas essas rotas metabólicas possíveis demonstram a capacidade de adaptação dos microorganismos frente à diversidade de fatores ambientais a que são expostos, algumas já estão bem elucidadas e outras ainda pouco conhecidas.

3.1.1 A importância da remoção do nitrogênio

Embora seja um nutriente essencial para a vida, o seu excesso em ambientes aquáticos pode causar sérios danos.

Segundo Von Sperling (1996), dentre as várias conseqüências possíveis a mais comum é a eutrofização, que é caracterizada pelo crescimento excessivo de algas. As algas promovem a turvação da água impedindo a passagem de luz e, ao término do seu ciclo de vida, se depositam no fundo do manancial sendo então degradadas por bactérias heterotróficas. A princípio, estas são degradadas por bactérias aeróbias que acabam por consumir o oxigênio do meio e, após o seu término, bactérias anaeróbias continuam a degradação, porém este processo gera gases, o que leva à flotação do material depositado aumentando a concentração de material em suspensão.

Ainda sob o ponto de vista ambiental, temos que o nitrogênio amoniacal em condições de pH elevado encontra-se na forma de amônia livre. Uma figura do diagrama de equilíbrio das formas amoniacais em função do pH encontra-se na Figura 3.2. Isto impede as trocas gasosas necessárias para a sobrevivência dos peixes.

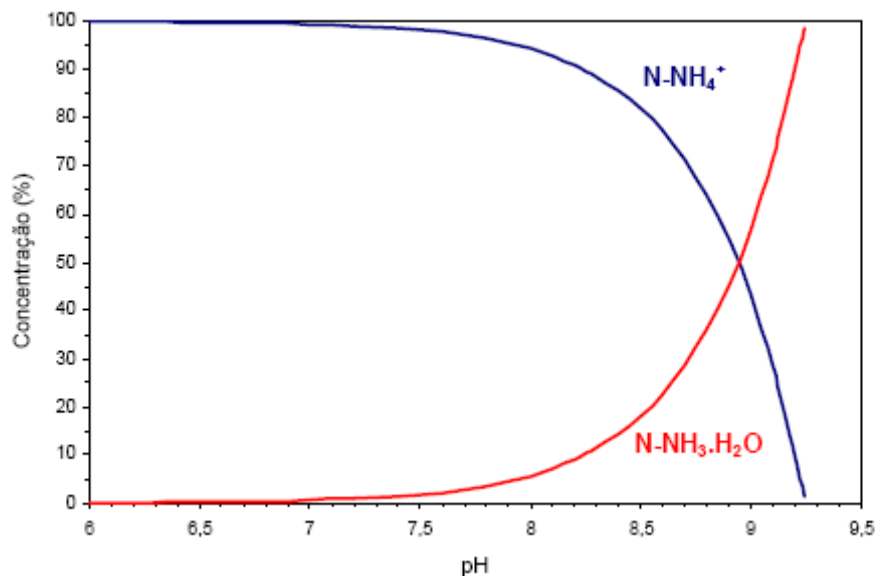


Figura 3.2: Curva de equilíbrio entre íon amônio e amônia em função do pH (PRATES, 1997)

Além disso, um grave problema de saúde pública pode vir a ocorrer. A Metahemoglobinemia, popularmente conhecida como “doença dos bebês azuis”, que resulta na morte prematura dos recém nascidos. Essa doença está associada à redução do nitrato a nitrito no trato intestinal, que por sua vez oxida o Ferro II a Ferro III nas moléculas de hemoglobina, incapacitando a troca de oxigênio e matando por asfixia (BITTON, 1994).

3.2 A suinocultura no Brasil

A suinocultura representa uma importante atividade econômica no Brasil. Em 2005 o país ocupava a quarta posição na produção mundial com 2.6 milhões de toneladas e quarta posição na exportação, com 550 mil toneladas exportadas (ROPPA, 2003)

A maior representação numérica, econômica e tecnológica do rebanho brasileiro se encontra na região sul e pode ser observado na Tabela 3.2.

Tabela 3.2: Produção de suínos e de carne suína no Brasil.

UF	Produção de suínos (mil cabeças)				Produção de carne suína (mil ton)			
			Crescimento				Crescimento	
	2007*	2008**	2006-07	2007-08	2007*	2008**	2006-07	2007-08
GO	1459	1534	4%	5%	121	129	5%	6%
MG	4277	4539	6%	6%	342	372	9%	9%
MS	867	886	0%	2%	69	71	1%	2%
MT	1416	1477	4%	4%	115	123	3%	7%
PR	5084	5166	2%	2%	432	444	0%	3%
RS	5800	6192	3%	7%	481	514	3%	7%
SC	8737	8933	4%	2%	760	777	4%	2%
SP	2262	2347	1%	4%	179	185	5%	4%
Outros	2108	2188	18%	4%	151	154	24%	2%
Total	32012	33262	4%	4%	2651	2769	5%	4%
industrial								
Subsistência	5036	4902	-13%	-3%	354	338	-14	-5%
Total	37048	38164	1%	3%	3005	3107	2%	3%

*Estimativa **Previsão

Fonte: Abipecs e Embrapa – Levantamento sistemático da produção e abate de suínos.

Santa Catarina é o maior produtor e em 2002 foram abatidas 7.162.250 cabeças (com Inspeção Federal – SIF) equivalente a 18,9% do abate nacional, tendo exportado 264,7 mil toneladas de carne, ou seja, 55,6% da exportação nacional do produto (ROPPA, 2003).

A expansão deste setor é atribuída à produção confinada. Essa prática além de aumentar a produção, diminui a quantidade de produtores, uma vez que necessita de um maior investimento tecnológico. Porém o confinamento foi incentivado sem que fosse reconhecida a magnitude do impacto ambiental e, como consequência, houve o aumento na geração de efluentes que acarretam problemas para armazenamento, distribuição e manejo, levando ao lançamento de dejetos no solo e nos cursos d'água (OLIVEIRA, 1995; PERDOMO e LIMA, 1998).

3.2.1 A problemática que envolve a suinocultura

Segundo Konzen (1983) os dejetos suínos são constituídos por fezes, urina, água de higienização e a desperdiçada pelos bebedouros, resíduos de ração, pêlos, poeiras e outros materiais decorrentes do processo criatório.

Para se ter uma idéia da capacidade poluente dos dejetos suínos, podemos utilizar o conceito de equivalente populacional. Um suíno, em média, equivale a 4 a 5 pessoas (PESSOTTO, 2005). Na Tabela 3.3 abaixo pode-se observar a composição média dos dejetos suínos, estes podem variar largamente em função do sistema de manejo, da quantidade de água e de nutrientes em sua composição.

Tabela 3.3: Composição química média dos dejetos de suínos obtida observada por diferentes autores.

Parâmetro	Duarte et. al. (Portugal) 1992	Sevrin-Reyssac et. al. (França) 1995	Medri 1997 (SC/Brasil)	Zanotelli 2002 (SC/Brasil)	Kunz et. al. 2005 (SC/Brasil)
pH	7,46	-	6,90	6,97	7,30
DQO total	21.670	80.000	21.647	26.387	65.090
DBO ₅ total	7.280	40.000	11.979	-	34.300
NTK	2.150	8.100	2.205	2.539	4.530
NH ₃	1.420	3.400	-	-	2.520
P total	-	7.100	633	1.215	1.600
Sólidos totais	-	82.000	17.240	22.8674	-
Sólidos voláteis	-	66.000	10.266	16.855	39.220

Fonte: Kunz (2006).

Além da capacidade poluente em função da composição química o que preocupa é a grande quantidade de dejetos produzida. Esta apresenta variações de acordo com as diferentes fases do sistema de criação (Tabela 3.4).

Tabela 3.4: Produção média diária de dejetos nas diferentes fases produtivas dos suínos.

Fases de produção dos suínos	Dejeto (m³/dia)
Fêmeas com leitões (em lactação)	0,027
Fêmeas em gestação	0,0162
Leitões em creche	0,0014
Suínos em crescimento/terminação	0,007
Machos	0,009

Fonte: Kunz et. al. (2005)

Portanto, os resíduos e efluentes gerados pelas instalações de confinamento, que atingem a rede de drenagem sem um tratamento adequado, incrementam o nível de sólidos suspensos que afetam a coloração da água, seja pelo resíduo sólido em si, seja pelo estímulo à

produção de algas decorrente do aumento de nutrientes na água, sobretudo nitrogênio e fósforo, ou seja, provocando a eutrofização das águas, já explicada no item 3.1 deste capítulo.

Além disso, a matéria orgânica em suspensão tende a se depositar no fundo sob forma de lama anaeróbia a qual, na ausência de oxigênio, gera bolhas de gases como amônia, ácido sulfídrico e metano. A água, na ausência de oxigênio, apresenta odor e aparência desagradáveis, com boas possibilidades de desenvolver microrganismos patogênicos, alterando suas características e afetando possibilidades de uso, como consumo humano direto e recreação (MARTINI, 2000; OTTAWAY, 1982 apud BORTOLUZZI, 2003).

3.3 Processo convencional para a remoção biológica de nitrogênio

O processo mais conhecido para eliminação de nitrogênio ocorre em duas etapas distintas: uma caracterizada pela oxidação do N-amoniacal (amônio + amônia) a nitrato (nitrificação) e, outra, que reduz o nitrato a nitrogênio gasoso via nitrito (desnitrificação), conforme a Figura 3.3.

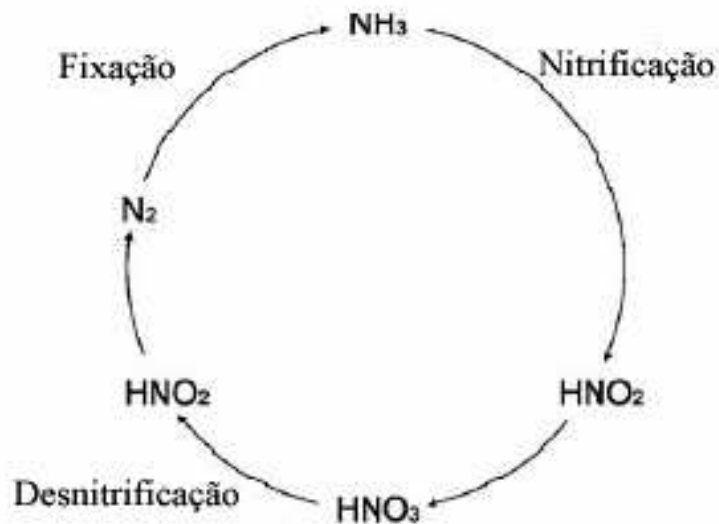


Figura 3.3: Processo convencional de nitrificação e desnitrificação.

3.3.1 Nitrificação

A nitrificação convencional é um processo autotrófico, ou seja, as bactérias utilizam o CO_2 como fonte de carbono inorgânico para o seu desenvolvimento. E, ainda, tem-se o consumo do oxigênio, como aceptor final de elétrons, que permite a reoxidação das coenzimas e geração de ATP, de forma que a amônia é oxidada a nitrato via nitrito (MANDIGAN et al, 1996).

A natureza estritamente biológica e os microrganismos envolvidos na nitrificação foram identificados por Schoesing e Muntz em 1877.

A primeira etapa da nitrificação é caracterizada pela oxidação do NH_3 a NO_2^- e é atribuída principalmente a bactérias do gênero *Nitrosomonas*, embora *Nitrosococcus*, *Nitrospira* e *Nitrosolobus*, também possam estar presentes.

Segundo Henze et. al. (1997) a oxidação do NH_3 a NO_2^- é a etapa limitante do processo, pois a velocidade da reação é relativamente mais lenta que a velocidade de oxidação do nitrito. Em processos convencionais, o NO_2^- somente aparecerá em concentrações elevadas (maiores que 1 mg N.L^{-1}) quando o processo considerado se encontrar em estado transiente, motivado por variação de cargas, partida e arraste de biomassa, ou outros problemas operacionais.

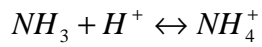
A segunda etapa da nitrificação que é a oxidação do NO_2^- a NO_3^- envolve bactérias do gênero *Nitrobacter*, *Nitrococcus* e *Nitrospira* sendo a *Nitrobacter* o gênero mais conhecido como responsável por esta etapa.

Segundo Henze et. al. (1997), temperatura, pH, concentração de oxigênio dissolvido (OD), composição do substrato, tempo de retenção de sólidos, bem como fração de bactérias nitrificantes presentes no sistema, são variáveis de grande importância na cinética de nitrificação.

A faixa ótima para o processo está entre 30 e 36°C (FORD et. al., 1980), abaixo desta faixa a velocidade de nitrificação diminui sendo que na faixa entre 5 a 30°C a velocidade é capaz de dobrar ou triplicar quando a temperatura é aumentada em 10 °C (RITTMAN e MCCARTY, 2001 apud BAE et al., 2002).

O pH altera os equilíbrios químicos entre amônio/amônia livre e nitrito/ácido nitroso. Anthonisen et al. (1976), descreveu as equações dos equilíbrios citados:

- Equilíbrio Amônio/amônia livre



$$[NH_3] = \frac{([NH_3] + [NH_4]) \times 10^{pH}}{K_a + 10^{pH}}$$

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

Onde:

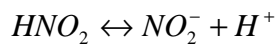
$[NH_3]$ – Concentração de amônia (mgN.L⁻¹)

$[NH_4^+]$ – Concentração de amônio (mgN.L⁻¹)

$([NH_3] + [NH_4^+])$ – amônia total como N (mgN.L⁻¹)

t – temperatura em graus Celsius (°C)

- Equilíbrio Nitrito/Ácido Nitroso



$$[HNO_2] = \frac{[NO_2^-]}{K_b + 10^{pH}}$$

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

Onde:

$[NO_2^-]$ – Concentração de nitrito (mgN.L⁻¹)

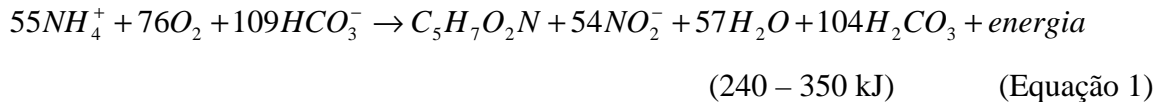
$[H-NO_2]$ – Concentração de ácido nitroso (mgN.L⁻¹)

t – Temperatura em graus Celsius (°C)

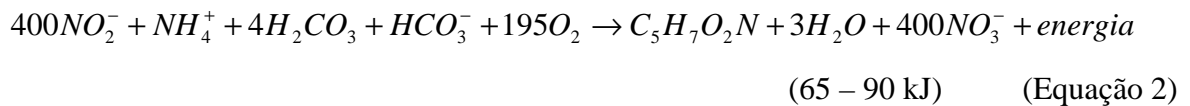
A partir dessas equações é possível calcular a concentração de amônia livre e a concentração de ácido nitroso em determinado pH e temperatura.

A alcalinidade é consumida pela oxidação de NH_4^+ e o valor de pH diminui se não houver meios de controle. Essa alcalinidade consumida pelas bactérias nitrificantes pode ser calculada pelas Equações 1, 2 e 3 propostas por Barnes & Bliss (1983) e Metcalf & Eddy (1991):

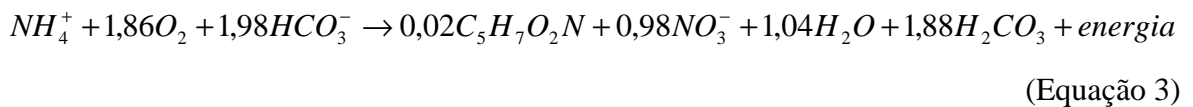
- Para as bactérias oxidadoras de N- NH_4^+



- Para as bactérias oxidadoras de N- NO_2^-



Equação global para nitrificação:



Segundo Schmidell e Reginatto (2007), a partir da Equação 3, que leva em conta o crescimento celular, pode-se calcular a quantidade de oxigênio necessária para o processo.

$$\frac{1,86\text{molO}_2 \times 32\text{g} \cdot \text{mol}^{-1}}{1\text{molN} - \text{NH}_4^+ \times 14\text{gN} \cdot \text{mol}^{-1}} = 4,25\text{gO}_2 \cdot (\text{gN} - \text{NH}_4^+)^{-1}$$

e

$$\frac{1,98\text{molHCO}_3^- \times 61\text{gHCO}_3^- \cdot \text{mol}^{-1}}{1\text{molN} - \text{NH}_4^+ \times 14\text{gN} \cdot \text{mol}^{-1}} = 8,635\text{gHCO}_3^- \cdot (\text{gN} - \text{NH}_4^+)^{-1}$$

Segundo Wett e Rauch (2003), para uma boa nitrificação de efluentes com elevada concentração de nitrogênio amoniacal (maior que $60\text{mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$) deve-se:

- Manter a concentração de oxigênio dissolvido em valores superiores a $2\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$

- Ter alcalinidade suficiente para tamponar a tendência de acidificação do processo de nitrificação
- Ter bicarbonato como substrato para as bactérias autotróficas.

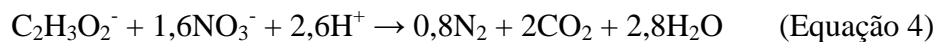
3.3.2 Desnitrificação

O processo de desnitrificação é aplicado para que o nitrito ou nitrato formado na etapa anterior, seja reduzido em meio anóxico, a nitrogênio gasoso. Este processo ocorre na presença de uma fonte de carbono que atua como doadora de elétrons, enquanto NO_3^- age comoceptor de elétrons .

A etapa de desnitrificação acontece de forma mais facilitada que a de nitrificação, devido à diversidade de bactérias que realizam esta operação, porém apresenta problemas relacionados com a concentração de oxigênio dissolvido. Segundo Surampalli et al. (1997) concentrações superiores a $1 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$ são capazes de inibir o processo, e a concentração de oxigênio crucial é a que está dentro do floco e não a que é medida na fase líquida (HENZE et al. 1997).

As bactérias envolvidas no processo são heterotróficas facultativas dos gêneros *Pseudomonas*, *Paraccocus*, *Alcaligenes*, *Thiobacillus*, *Bacillus*.

Pode-se calcular a quantidade de matéria orgânica (em acetato) necessária para a redução do nitrato a nitrogênio gasoso pela Equação 4 proposta por Brock (1997):



$$\frac{1\text{molC}_2\text{H}_3\text{O}_2^- \times 59\text{g.mol}^{-1}}{1,6\text{molN} - \text{NO}_3^- \times 14\text{g.mol}^{-1}} = 2,63\text{gC}_2\text{H}_3\text{O}_2^- \cdot (\text{gN} - \text{NO}_3^-)^{-1}$$

Segundo Metcalf e Eddy (1991) a desnitrificação ocorre em temperaturas na faixa de 10 a 30° C e pH na faixa de 6,5 a 8,0.

Ao contrário da nitrificação, que consome alcalinidade, a desnitrificação produz alcalinidade na proporção de 1 equivalente grama de alcalinidade por mol de N (HENZE et al. 1997).

Efluentes que apresentam altas cargas de nitrogênio amoniacal e baixas cargas de matéria orgânica biodegradável requerem complemento para uma adequada desnitrificação. Este complemento pode ocorrer através da adição de metanol, etanol, acetato e outras fontes de carbono.

3.4 Novos processos de remoção de nitrogênio

Apesar da presença do nitrito em águas residuárias ser indesejável, devido a sua toxicidade e a necessidade de maior demanda por cloro para desinfecção da água, os novos processos têm buscado o acúmulo deste intermediário como rota metabólica para a sua posterior redução a nitrogênio gasoso (TURK & MAVINIC, 1989).

Este processo se baseia no fato do nitrito ser intermediário tanto na nitrificação quanto na desnitrificação (Figura 3.4).

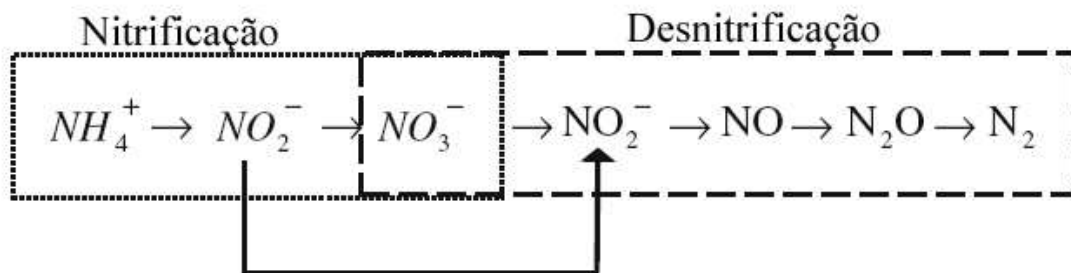


Figura 3.4: Nitrificação e Desnitrificação biológica via nitrito.

Comparado ao processo convencional de nitrificação e desnitrificação, a desnitrificação via nitrito apresenta algumas vantagens:

- Redução na demanda de oxigênio para a nitrificação

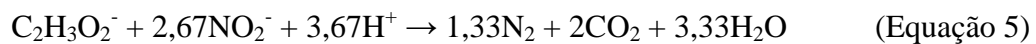
Para o caso da oxidação do amônio ir somente até nitrito, temos que o oxigênio necessário para essa reação, segundo a Equação 2 descrita anteriormente, é de:

$$\frac{76 \text{ mol } O_2 \times 32 \text{ g } O_2 \cdot \text{mol}^{-1}}{55 \text{ mol } N - NH_4^+ \times 14 \text{ g } N \cdot \text{mol}^{-1}} = 3,16 \text{ g } O_2 \cdot (\text{g } N - NH_4^+)^{-1}$$

Este valor, se comparado aos $4,25gO_2 \cdot g^{-1}N - NH_4^+$ necessários (apresentado anteriormente) para a nitrificação completa representa uma economia de 25% em oxigênio.

- Redução na demanda de matéria orgânica para a desnitrificação

A matéria orgânica (em acetato) necessária para a redução do nitrito a nitrogênio gasoso, segundo Brock (1997) é dada pela Equação 5 a seguir:



$$\frac{1molC_2H_3O_2^- \times 59g \cdot mol^{-1}}{2,67molN - NO_2^- \times 14g \cdot mol^{-1}} = 1,58gC_2H_3O_2^- \cdot g^{-1}N - NO_2^-$$

Comparando-se este valor com os $2,63gC_2H_3O_2^- \cdot g^{-1}N - NO_3^-$ obtidos para a nitrificação (anteriormente apresentado) completa temos uma economia de 40% em acetato.

Uma outra vantagem citada por Katsogiannis (2003) é a de um aumento em 63% na velocidade de desnitrificação.

Diante desses números a opção por processos que utilizam esta via é bastante plausível e alguns fatores que contribuem para cessar a ação das Bactérias Oxidadoras de Nitrito serão discutidos a seguir.

Temperatura

Segundo Hellinga et al. (1998) a energia de ativação e a sensibilidade à mudança de temperatura das Bactérias Oxidadoras de Amônio e das Bactérias Oxidadoras de Nitrito são distintas.

A Figura 3.5 é resultado de um teste de lavagem de células em reator contínuo sem reciclo de células em diferentes temperaturas. Observa-se que à temperaturas abaixo de 15 °C ocorre a predominância das Bactérias Oxidadoras de Nitrito. Porém, para temperaturas acima de 25 °C nota-se que um pequeno incremento é capaz não somente de favorecer o crescimento das Bactérias Oxidadoras de Amônio, como também aumentar a diferença entre os valores de velocidade específica de crescimento entre os dois grupos de bactérias.

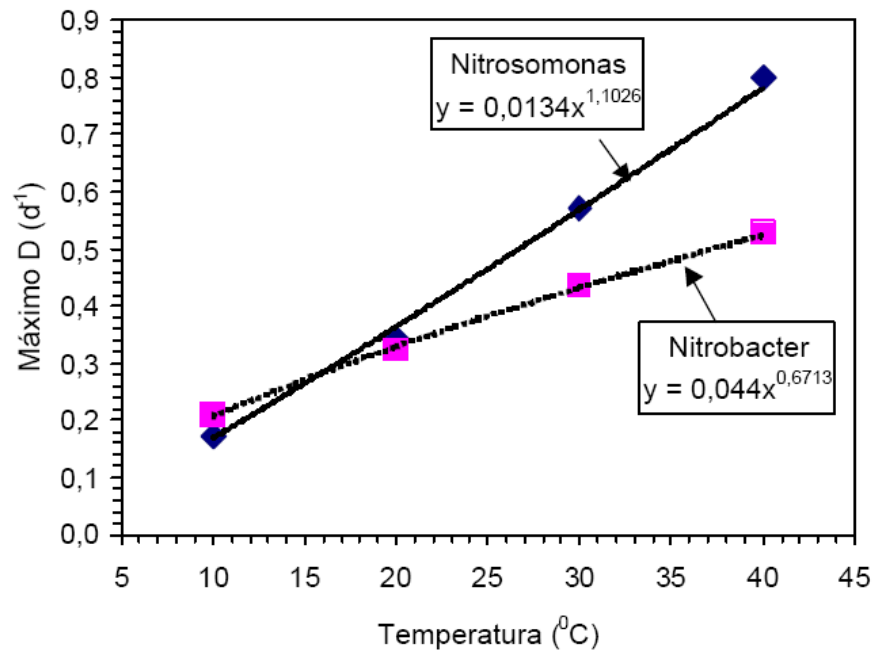


Figura 3.5: Valores máximo de vazão específica de alimentação em função da temperatura (Adaptado de VERSTRAETE E PHILIPS,1998).

Concentração de amônia livre

Segundo Yang & Alleman (1992; apud YOO et al., 1999) a amônia livre é um inibidor da atividade da nitrito oxireductase, enzima localizada na membrana celular das BON. Essa característica torna esse grupo de bactérias mais sensíveis, ou seja, em teoria concentrações relativamente baixas seriam suficientes para promover sua inibição.

Para Abeling & Seyfried (1992, apud YOO et al., 1999), concentrações de 1 – 5 mgNH₃.L⁻¹ inibem a nitratação, mas não inibem a nitritação. Porém Wong-Chong & Loehr (1978, apud YOO et al., 1999) observaram que a inibição das Bactérias Oxidadoras de Nitrito não era permanente. Esse grupo de bactérias mostrou uma capacidade de aclimação alcançando concentrações da ordem de 40 mg N-NH₃.L⁻¹.

Embora muitos autores coloquem a faixa de pH ideal como sendo entre 7,0 e 8,0 (BITTON, 2005; METCALF & EDDY, 2003; VON SPERLING, 1997), Anthonisen, et al (1976) demonstraram que mesmo em valores de pH próximos da neutralidade, dependendo da concentração de amônia total e nitrito do meio, pode existir inibição de *Nitrosomonas* e/ ou *Nitrobacter* pela presença de amônia livre ou ácido nitroso em excesso (Figura 3.6).

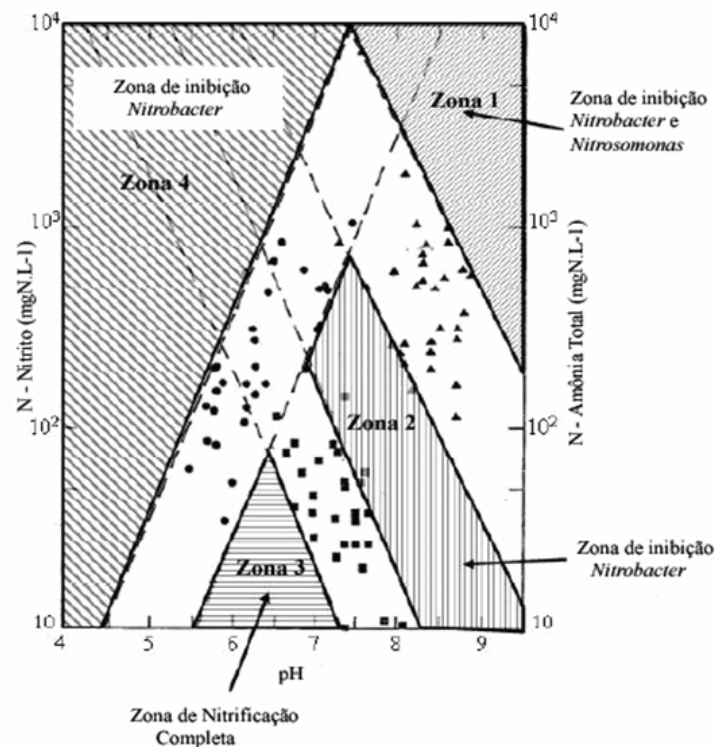


Figura 3.6: Relação entre concentração de amônia livre, ácido nitroso e inibição das bactérias nitrificantes (Fonte: Anthonisen et al. 1976).

A zona 1 da Figura 3.6 representa a condição de inibição total da nitrificação, quando a concentração de amônia livre está acima de 150 mg N-NH₃.L⁻¹, esta faixa é suficiente para inibir tanto as Bactérias Oxidadoras de Amônio quanto as Bactérias Oxidadoras de Nitrito. Na zona 2, que envolve a faixa de concentração de 10 – 150 mg N-NH₃.L⁻¹ somente as Bactérias Oxidadoras de Nitrito serão inibidas. Na zona 3 (0,1 – 1 mg N-NH₃.L⁻¹), não ocorre inibição de ambas as bactérias e a nitrificação completa ocorrerá. Em pH abaixo de 5,5, ocorre inibição da nitrificação devido ao ácido nitroso livre (0,2 – 2,8 mg N-HNO₂.L⁻¹) apresentado na zona 4.

Limitação de oxigênio

Segundo Wiesman (1994) essa é uma estratégia bastante interessante uma vez que a constante de afinidade pelo oxigênio, segundo o modelo de Monod, das Bactérias Oxidadoras de Amônio e das Bactérias Oxidadoras de Nitrito apresenta valores diferentes, sendo de 0,3 e 1,1 mg.L⁻¹, respectivamente.

Porém embora já se tenha comprovado que a baixa concentração de oxigênio é eficaz no acúmulo de nitrito, os valores críticos de oxigênio dissolvido apresentados na literatura são diferentes.

Ciudad et al. (2005) operou um reator de lodos ativados sob diferentes condições de concentração de oxigênio dissolvido, e em 170 dias de operação seus resultados mostraram que em valores de $1,4 \text{ mgOD.L}^{-1}$, havia um acúmulo de nitrito de aproximadamente 75% e uma conversão de 95% de amônio. Já Garrido et al. (1997) mostrou que a velocidade máxima de oxidação de amônia e de acúmulo de nitrito ocorre no ponto de $1,5 \text{ mgODL}^{-1}$. Abaixo de $0,5 \text{ mgOD.L}^{-1}$, além do acúmulo de amônia há um aumento na quantidade de bactérias filamentosas e acima de $1,7 \text{ mgOD.L}^{-1}$ ocorre uma completa nitrificação. Segundo Peng (2006), levando em conta todas essas possibilidades, a concentração de oxigênio dissolvido poderia ser mantida entre $1,0\text{-}1,5\text{mg.L}^{-1}$.

Vantagens dos novos processos de remoção de nitrogênio

A Tabela 3.5 mostra um resumo das vantagens que os novos processos apresentam em relação ao processo convencional de remoção de nitrogênio.

Tabela 3.5: Comparativo entre o processo convencional e os novos processos de remoção de nitrogênio.

	Processo convencional	Novos Processos	Economia (%)
Demanda de oxigênio ($\text{mgO}_2.\text{g}^{-1}\text{N-NH}_4^+$)	4,25	3,16	25
Matéria Orgânica	2,63 $\text{gC}_2\text{H}_3\text{O}_2^-. \text{g}^{-1}\text{N-NO}_3^-$	1,58 $\text{gC}_2\text{H}_3\text{O}_2^-. \text{g}^{-1}\text{N-NO}_2^-$	40

Além de um aumento em 63% na velocidade de desnitrificação (KATSOGIANNIS 2003).

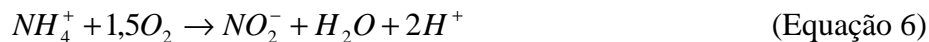
3.4.1 Processo SHARON

O processo SHARON (*Single Reactor High Activity Ammonia Removal Over Nitrite*) é realizado sem retenção de biomassa em um reator aerado. Este processo ocorre com a nitrificação parcial do amônio a nitrito, e é ideal para pré tratamento de efluentes com alta concentração de amônio ($>0,5\text{gN.L}^{-1}$) (JETTEN et al., 1997).

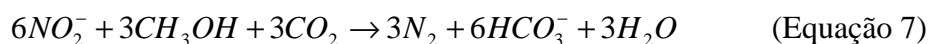
A proposta original imaginada por Mulder & Kempen (1997), era a de intercalar períodos aerados e períodos anóxicos com adição de fonte externa de carbono (metanol). Assim o nitrito gerado na fase aeróbia seria reduzido a N_2 na fase anóxica. Além da eliminação de N_2 , o processo de desnitrificação elevaria o pH, que na etapa de nitrificação têm seus valores reduzidos.

Segundo Mulder & Kempen (1997) as reações envolvidas são as seguintes (Equação 6 e 7):

- Nitritação



- Desnitritação



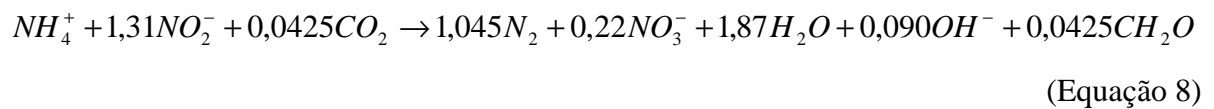
Conforme justificado no item 3.4 o reator é operado a temperaturas relativamente altas, acima de 25°C para favorecer o crescimento das Bactérias Oxidadoras de Amônio.

Segundo Van Kempen et al. (2001) este foi o primeiro processo a conseguir condições estáveis de nitrificação/desnitrificação via nitrito. Tendo sido alcançado eficiências de remoção de nitrogênio em torno de 90%.

3.4.2 Processo ANAMMOX

O ANAMMOX (*ANAerobic AMMonium OXidation*) é um processo biológico litoautotrófico de remoção de nitrogênio realizado pelo grupo de bactérias *Plantomycete*.

Através de técnicas de biologia molecular pôde-se descobrir que esse grupo de bactéria possui uma fisiologia bastante distinta, na qual a oxidação do amônio ocorre sob ausência de oxigênio (SCHMID, 2001). Este processo utiliza o nitrito como acceptor de elétrons e pode ser descrito pela Equação 8 a seguir:



Nota-se que o principal produto é o N_2 , e essa reação catabólica de fixação do nitrito com o dióxido de carbono leva à produção anaeróbia do nitrato (STROUS et al., 1998).

Na Figura 3.7 pode-se observar as etapas e os inetermediários (hidrazina e a hidroxilamina) da reação.

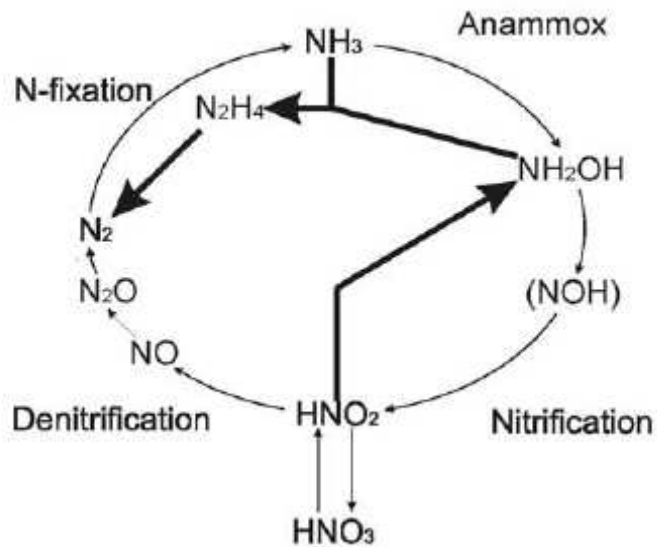


Figura 3.7: Processo ANAMMOX (AHN, 2006).

Bactérias deste processo são bastante sensíveis ao oxigênio e nitrito. Concentrações de oxigênio maiores que $0,06 \text{ mg.L}^{-1}$, e concentração de nitrito entre 230 mg.L^{-1} e 920 mg.L^{-1} ,

podem inibir sua atividade completamente, porém de maneira reversível (JETTEN et. al 1998). Segundo Strous et al. (1999) a inibição provocada por oxigênio e excesso de nitrito pode ser revertida através da adição de pequena quantidade de intermediários da reação: hidrazina e hidroxilamina. O mesmo não ocorre com a presença de matéria orgânica, pois o metanol mesmo em baixas concentrações como 40mg.L^{-1} leva imediatamente a completa e irreversível inibição. Acredita-se que a formação de fomaldeído pela enzima hidroxilamina oxireductase possa ser a causa dessa inibição (GÜVEN, 2005).

O processo ANAMMOX é caracterizado não somente pelo baixo crescimento, mas também pela necessidade de interação com outros grupos de bactérias, pois a oxidação anaeróbia é dependente do nitrito disponível. Assim, neste contexto, existem duas maneiras de se obter alta velocidade de remoção por este processo. Um seria a presença de dois reatores em série, um para nitrificação parcial e o segundo para oxidação anaeróbia do amônio (VAN DONGEN etl al, 2001). Outra forma seria a utilização de um sistema de biofilmes, onde a nitrificação clássica seria realizada na parte externa do filme e a oxidação anaeróbia seria realizada na parte interna. Consequentemente a concentração de oxigênio seria uma grandeza importante para o controle do processo (EGLI, 2003).

Este processo reduz a demanda por oxigênio e, portanto, tem um menor custo, porém a baixa velocidade específica de crescimento celular (algo como $0,003\text{ h}^{-1}$) faz com que o *start up* seja longo e faz com que seja necessário um eficiente sistema de retenção de lodo (JETTEN et al., 1997, 2001).

3.4.3 SHARON + ANAMMOX

As características observadas no processo SHARON (acúmulo de nitrito) e no ANAMMOX (necessidade de nitrito como acceptor de elétrons) permite imaginar um tratamento utilizando esses dois processos trabalhando em série.

Wyffels et al. (2004) operaram um sistema com essas características e obtiveram uma eficiência de remoção de N-NH_3 no processo combinado de 82%, sem adição nenhuma de fonte de carbono.

Third et al. (2005) em seus experimentos em escala de bancada observaram que, concentração de N-NO_2^- que vai para o reator ANAMMOX, concentração de O.D. $< 1,0\text{ mg O}_2.\text{L}^{-1}$ e temperatura na faixa de 30°C no reator SHARON eram pontos bastante importantes para o bom desempenho do processo. Além disso Volcke et al. (2005) ressaltou que quando a

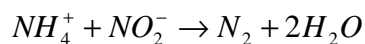
razão nitrito:amônia no reator ANAMMOX desvia de 1:1 o processo perde eficiência e, dependendo da concentração de $N\text{-NO}_2^-$ acumulada, o sistema pode entrar em colapso.

3.4.4 Processo OLAND

Através do processo OLAND (*Oxygen-Limited Autotrophic Nitrification/Denitrification*), Kuai & Verstraete (1998) mostraram a versatilidade que as bactérias autotróficas oxidadoras de amônia possuem.

Este processo se baseia na conversão autotrófica do NH_3 a compostos gasosos nitrogenados envolvendo duas etapas: (i) sob condições de limitação de oxigênio, as bactérias Bactérias Oxidadoras de Amônio convertem NH_3 à NO_2^- tendo o oxigênio como acceptor de elétrons e (ii) devido a escassez de oxigênio no meio o NH_3 ainda presente no meio é oxidado e o NO_2^- formado trabalha como acceptor de eletrons (STROUS et al., 1998; PYNAERT et al., 2003; WYFFELS et al., 2003, KUI & VERSTRAETE 1998).

Segundo resultados obtidos por Muller et al. (1995) e Poth (1986) a remoção de NH_3 no processo OLAND segue a Equação 9 a seguir:



Equação Global:



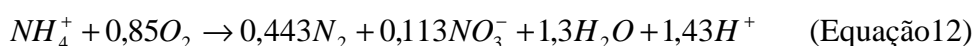
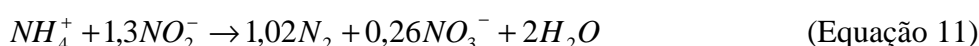
Kuai & Verstraete (1998) descreveram o processo OLAND para uma cultura mista de bactérias nitrificantes e observaram, em um monitoramento de 24 horas, que nas primeiras oito horas a oxidação de NH_3 era constante porém não ocorria a geração de NO_2^- , indicando a ocorrência simultânea de nitrificação e desnitrificação. Concluíram, ainda, que o intermediário hidroxilamina estimulava a remoção de NH_3 e NO_2^- .

Esse processo autotrófico representa uma economia de 63% em termos de oxigênio e de 100% em termos de matéria orgânica se comparado ao processo convencional de nitrificação e desnitrificação (VERSTRAETE e PHILIPS, 1998). Além disso, o inóculo pode

ser obtido em grandes quantidades. Porém, o controle da concentração de oxigênio especialmente em termos de operação em larga escala e a baixa capacidade de remoção de NH_3 , cerca 40% segundo resultados obtidos por Kuai & Verstraete (1998) torna o processo bastante limitado.

3.4.5 Processo CANON

O processo CANON (*Completely Autotrophic Nitrogen Removal Over Nitrite*), baseia-se na combinação da nitrificação parcial e o processo ANAMMOX. É resultante da interação de dois grupos de bactérias que, sob condições de limitação de oxigênio são capazes de promover duas reações simultâneas. Segundo Third (2001) a remoção de amônio segue as Equações 10, 11 e 12 a seguir.



Sob condições de limitação de oxigênio (Equação 10) o amônio é oxidado a nitrito pelas Bactérias Oxdadoras de Amônio (THIRD et al 2001). Assim, com o meio anóxico gerado, o nitrito formado e o amônio remanescente, cria-se um ambiente com condições para as bactérias *Plantomycete* oxidarem o amônio tendo o nitrito como acceptor de elétrons (STROUS, 2000). A combinação das Equações 10 e 11 resultam em uma remoção de nitrogênio de acordo com a Equação 12. Nota-se que a interação entre os dois grupos de microorganismos e a limitação na concentração de oxigênio, resulta em uma alta conversão de amônio a nitrogênio gasoso, e apenas uma pequena formação de nitrato.

Third et al (2001) estudou o efeito da limitação de amônio no sistema CANON utilizando dois tipos de reatores (SBR e CHEMOSTAT). E concluiu que, o limite mínimo de amônio para se manter o sistema de maneira eficiente era de $0,1 \text{ kgN-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. Nestas condições, a remoção observada foi de 92%. Para alimentações menores que a concentração crítica, a estequiometria do processo CANON é afetada, causando uma redução na remoção de nitrogênio, caindo de 92% para 57%.

O processo CANON tem-se apresentado como uma opção econômica e eficiente para efluentes, principalmente os ricos em amônio e com baixa carga orgânica. O processo

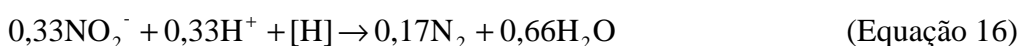
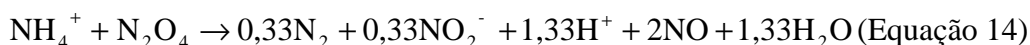
autotrófico utiliza 63% menos oxigênio e 100% menos de agentes redutores, presente em processos convencionais de remoção de nitrogênio (KHIN, 2004). Isso reduz a necessidade de espaço e de energia.

3.4.6 Processo NO_x

As Bactérias Oxidadoras de Amônio, conhecidas inicialmente pela sua atividade aeróbia, têm sido encontradas constantemente em diferentes tipos de lodos de biorreatores, alguns destes operados sob condições anóxicas (VERSTRAETE e PHILIPS, 1998; UEMOTO e SAIKI, 2000). Isso demonstra a grande versatilidade desse grupo de bactérias, que em condições desfavoráveis acabam por utilizar rotas metabólicas secundárias.

Assim, o processo NO_x é caracterizado pelo controle e estímulo da atividade desnitrificante das *Nitrosomonas* através da adição de traços de óxidos de nitrogênio, os quais atuam como indutores do processo de nitrificação/desnitrificação simultâneas (SHMIDT et al, 2002, SCHMIDT et al, 2003).

Estes microrganismos podem oxidar o amônio até nitrito substituindo o oxigênio (agente oxidante) pelo dióxido de nitrogênio ou ainda pelo tetraóxido de nitrogênio (N₂O₄), forma dímera do NO₂. Este fato indica uma relação complexa dos óxidos de nitrogênio (NO e NO₂) no metabolismo aeróbio destes microrganismos (SCHMIDT *et al.*, 2001; BEAUMONT *et al.*, 2002). Esta relação entre os óxidos de nitrogênio (NO, NO₂⁻, N₂O₄) com a atividade aeróbia da amônia pode ser traduzida pelas Equações 14 e 15, observando-se a presença de NO como um produto adicional da oxidação da amônia pelo N₂O₄. O óxido nitroso formado nesta reação (Equação 14) é um intermediário que, em condições aeróbias, será oxidado para NO₂ (dióxido de nitrogênio), transformando-se na sua forma dímera N₂O₄ (Equação 15). Observa-se que parte da eliminação de N₂ ocorre como resultado do estímulo devido a presença de óxidos de nitrogênio e outra parte via desnitrificação clássica, ou seja, a partir de elétrons de uma fonte externa de carbono (Equação 16), (SCHMIDT, 2003):



Contudo o mecanismo de formação do NO, durante a oxidação do amônio ainda não está claro, sendo que alguns estudos revelam que o NO e N₂O são produtos diretos da reação de hidrólise da hidroxilamina, pela hidroxilamina oxidoreductase (HAO) (POUGHON *et. al.*, 2000). Ainda, atribui-se ao intermediário NO a responsabilidade pela execução dos metabolismos secundários no *Nitrosomonas*, como o metabolismo de redução do nitrito, tendo como doador de elétrons o amônio (ZART e BOCK, 1997; BEAUMONT *et al.*, 2004; SCHMIDT *et. al.*, 2002).

3.5 Reator em Batelada Seqüencial (SBR)

Ardern e Locket em 1914 foram os primeiros a observar as vantagens de se reter uma biomassa adaptada dentro do tanque após o tratamento da água residuária. Em reatores de bancada conseguiram mostrar uma redução significativa no tempo de nitrificação que passou de 5 semanas para 9 horas, quando o lodo da batelada anterior passou a ser mantido no reator (ARORA *et al.*, 1985). Porém, segundo EPA (1999) e Irvine *et al.* (1979), entre 1914 e 1920, muitos dos sistemas em batelada em escala real foram abandonados devido a sua aparente complexidade operacional e a complexidade com relação aos equipamentos.

Somente a partir de 1980 essa tecnologia se tornou mais aplicada devido à difusão do processo de automação e ao melhor conhecimento deste tipo de sistema (VON SPERLING, 2002).

A característica fundamental de um reator em batelada seqüencial (SBR) é a flexibilidade das etapas de um ciclo. Tal característica permite o estabelecimento de condições de processo que promovem a remoção biológica de nutrientes. Neste tipo de reator a biomassa encontra-se em suspensão e a operação obedece a um ciclo pré- determinado, composto por cinco etapas básicas: enchimento, reação, decantação, descarga e repouso.

Irvine e Ketchum (1989) descrevem um SBR e seus períodos que podem ser observados na Figura 3.8.

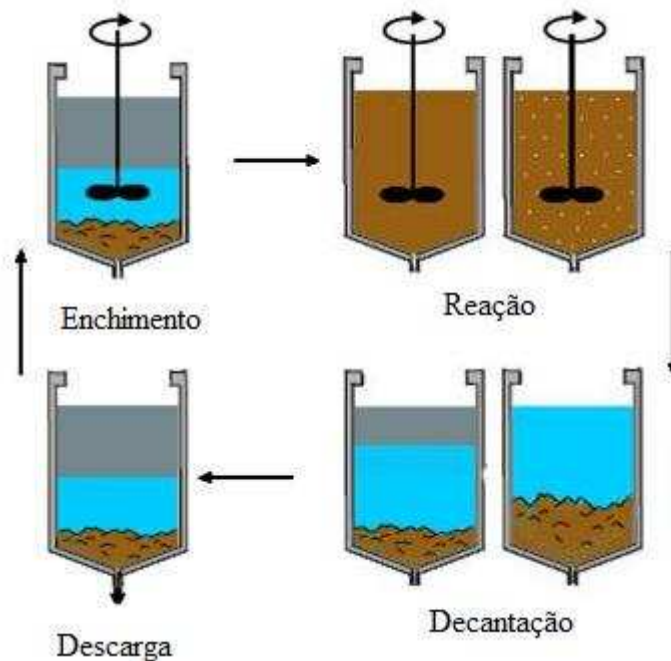


Figura 3.8: Etapas de um Reator Sequencial em Batelada.

O período de *enchimento* ocorre com a recepção da água residuária no volume de reação contendo a biomassa retida da batelada anterior. Esse enchimento pode ser agitado ou não agitado, aerado ou não aerado e pode ser contínuo ou intermitente dependendo do objetivo particular do tratamento. O período de *reação* deve ser o suficiente para que o nível de qualidade desejado para o efluente seja atingido. Para isso, a alternância de períodos aeróbios, anaeróbios e anóxicos podem ser utilizados. Após o período de reação inicia-se a *decantação*, que funciona como uma etapa de clarificação. A biomassa e as partículas de substrato decantam deixando o sobrenadante relativamente clarificado. Após a decantação o efluente é *descarregado* através da retirada do líquido mais próximo à superfície. O período de repouso pode ser usado em sistemas com mais de um tanque, para ajustar o tempo de ciclo entre os reatores SBR, ou para o descarte de biomassa, portanto não é uma fase que se faz necessária podendo ser omitida em alguns processos.

Uma das vantagens colocadas por Goronszy (1979) é a grande flexibilidade do processo. Dependendo das características apresentadas pelo efluente um simples ajuste nos tempos de cada fase pode fazer com que a qualidade desejada seja atingida.

Em sistemas de lodos ativados, cada espécie de microrganismo é capaz de desenvolver estratégias de sobrevivência em condições que não são as desejáveis. Sob condições distintas, diferentes grupos de microrganismos são “ativados” ou permanecem “latentes”. Portanto, sistemas naturalmente flutuantes funcionam muito bem, tendo a capacidade de sustentar uma

população microbiológica rica, diversa e efetiva, a qual pode enfrentar condições variáveis em diferentes níveis de intervalos temporais (Irvine et al., 1997).

Além disso, segundo Kamiyama (1988), a operação de um sistema em batelada se caracteriza pela adaptabilidade à automação. Como as etapas do tratamento são definidas em intervalos de tempo, microprocessadores podem definir, por exemplo, o tempo de enchimento, tempo de aeração ou não aeração, abertura e fechamento das válvulas de descarte etc.

Porém, um controle em tempo real se faz necessário devido à variabilidade na composição da água residuária. A principal dificuldade na aplicação desse controle é a falta de informação em tempo real. Análises de laboratório não são adequadas para esse tipo de monitoramento. Assim, busca-se a utilização de grandezas indiretas como: pH, concentração de oxigênio dissolvido e potencial de oxi-redução (PLISSON-SAUNE al., 1996; SUESCUN et al., 2001; CATELLÓ et al., 2002; CECIL, 2003; CHIEN et al., 2004, ARIMA, 2005)

Um reator em batelada seqüencial é ao mesmo tempo:

- Um tanque de equalização, que torna o sistema mais resistente a cargas de choque e variações da vazão afluente sem apresentar problemas para o processo como um todo;
- Um clarificador, que além de “limpar” o efluente dispensa a presença de um decantador para retenção de biomassa, sendo que problemas de decantação devido ao desenvolvimento de microrganismos filamentosos podem ser controlados através de manobras operacionais durante a etapa de enchimento;
- O sistema de reação propriamente dito, onde todas as reações desejadas ocorrem, tendo a grande vantagem de se ajustar os tempos de cada fase para que o processo se desenvolva pelo caminho desejado.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 Microrganismos

Para o início das atividades coletou-se cerca de 3 litros de lodo oriundo do sistema de lodos ativados da Companhia de Saneamento do Estado de Santa Catarina (CASAN). O lodo foi inicialmente passado por uma peneira, a fim de se retirar materiais grosseiros, e só a partir de então é que se iniciou a “lavagem” do lodo, ou seja, operou-se um reator contínuo com vazão específica de alimentação em valores superiores às velocidades específicas das células não desejadas, sendo o meio de alimentação específico para as bactérias oxidadoras de amônio (principalmente *Nitrosomonas*). Este processo será descrito detalhadamente no item 4.4. Após a lavagem o lodo resultante foi dividido entre dois reatores com capacidade de 2 litros.

4.2 Sistema experimental

Construíram-se dois reatores com tubos de acrílico concêntricos, um com 18 cm e o outro com 14cm de diâmetro. Esta diferença entre o diâmetro tem o intuito de permitir a passagem de água oriunda de um banho termostaticado, que permite a troca de calor para controle de temperatura dentro do reator (35°C). A base dos reatores foi feita de vidro e o topo aberto. Os reatores foram mantidos agitados por agitadores magnéticos e o pH controlado manualmente (pH 7,5) pela adição de solução de NaHCO₃ (40g.L⁻¹) ou solução de HCl 10% com volume variando de acordo com a necessidade do sistema. A aeração foi realizada por meio de compressores e distribuída por meio de pedras porosas. Essa aeração foi realizada na grande maioria das etapas de forma intermitente, partindo de resultados já obtidos por Zdradek (2006), aerando-se por 15 min e interrompendo-se a aeração por 45 min,. O objetivo dessa alternância prendeu-se à inibição da ação das bactérias oxidadoras de nitrito. A vazão de aeração foi variável e realizada de forma a se manter a concentração de oxigênio dissolvido em valores superiores a 2mgO₂.L⁻¹. A configuração dos reatores pode ser vista na Figura 4.1.

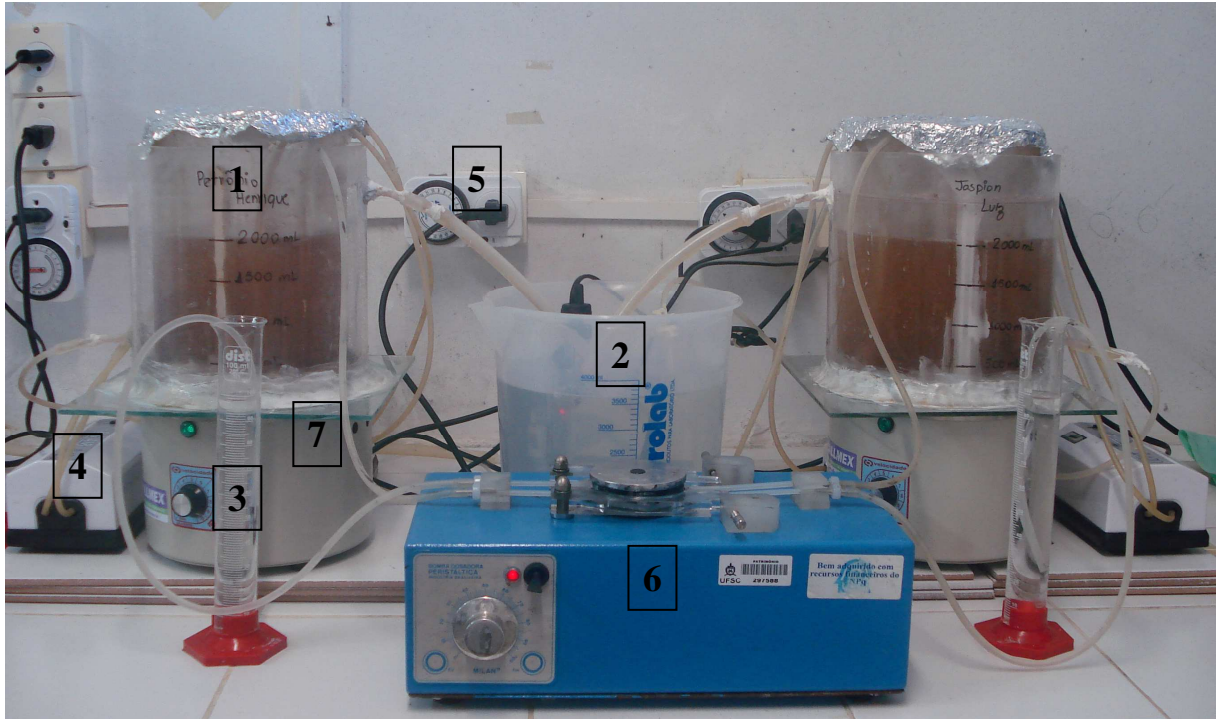


Figura 4.1: Sistema Experimental

Legenda:

- 1 – Reator;
- 2 – Banho termostático;
- 3 – Alimentação de bicarbonato de sódio;
- 4 – Compressor;
- 5 – Timer para controle dos tempos de aeração;
- 6 – Bomba peristáltica;
- 7 – Agitador magnético.

Os reatores foram designados de R1 e R2, sendo que o R2 foi sempre entendido como um reator de reserva, caso algum acidente pudesse ocorrer com o R1. Desta forma, o R2 foi operado sempre com certa defasagem no tempo, em termos das alterações realizadas.

4.3 Meio de cultivo

O meio de cultivo utilizado na primeira etapa é o indicado por Campos et. al. (1999) que é próprio para bactérias autotróficas, contando com bicarbonato de sódio como fonte de

carbono e substâncias nitrogenadas para que ocorra a nitrificação. A composição do meio encontra-se nas Tabelas 4.1 e 4.2.

Tabela 4.1: Composição de nutrientes do meio sintético.

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 ⁻¹

Fonte: CAMPOS *et al.* (1999).

Tabela 4.2: Composição da solução de micronutrientes.

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

Fonte: CAMPOS *et al.* (1999).

Ao se iniciar a realização da nitrificação e da desnitrificação, a esse meio sintético foi adicionado acetato de sódio como fonte de carbono. Para o R1 adicionou-se acetato na concentração de 2000 mgDQO.L⁻¹, tendo em vista as concentrações imaginadas para os efluentes reais, enquanto que para o R2 adicionou-se apenas acetato para obter-se a concentração de 1000 mgDQO.L⁻¹.

Com a biomassa já adaptada ao processo desejado, passou-se a substituir gradativamente o meio sintético pelo efluente da suinocultura. O efluente oriundo do decantador primário da estação de tratamento da EMBRAPA – Suínos e Aves (Concórdia-

SC) era transportado de Concórdia a Florianópolis em bombonas com capacidade de 50 litros. No laboratório, esse efluente era distribuído em garrafas de 5 litros, sendo armazenadas a uma temperatura de -20°C . Para este estudo foram utilizados meios de dois lotes diferentes.

Os distintos lotes foram caracterizados na chegada em termos de DQO, formas nitrogenadas (NH_4^+ , NO_2^- e NO_3^-), pH, alcalinidade total, sólidos totais, sólidos totais voláteis e sólidos totais fixos (os dados estão indicados no item 5.1).

A substituição do meio sintético pelo real se deu de forma gradativa, substituindo-se sequencialmente 25, 50, 75 e 100% do meio sintético. Como o efluente apresenta variações naturais em suas características, essa substituição foi realizada em termos de nitrogênio na forma amoniacal, ou seja, inicialmente o meio de alimentação continha $500 \text{ mg-N-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$ em meio sintético, assim a substituição de 25% significava a adição ao meio de $125 \text{ mg-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$ oriundo do meio real e o restante $375 \text{ mg-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$ com o meio sintético. Como o meio real era sempre mais concentrado em nitrogênio que o meio sintético, completava-se o volume de alimentação com água destilada. Obviamente a alimentação com 100% de meio sintético significava apenas a diluição do meio real para $500 \text{ mg-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$ concentração esta que foi fixada em todos os ensaios.

4.4 Partida e operação

Em uma primeira etapa, o lodo coletado na Companhia de Saneamento do Estado de Santa Catarina (CASAN) foi submetido a um processo de “lavagem”. Hellinga et. al. (1998) propõem que, para a seleção de bactérias oxidadoras de amônio, seja utilizado um reator de mistura completa sem retenção de biomassa, operado com um tempo de retenção hidráulica de 1 dia e mantido a uma temperatura de 35°C . Seguindo estas indicações, procedeu-se a seleção das bactérias oxidadoras de amônio.

Para isto foi utilizado um biorreator da marca New Brunswick, modelo MF 14, empregando-se um volume de suspensão de 3 L, com a temperatura controlada em 35°C , agitação fixada em 400 rpm e pH controlado em 7,5, através da adição de uma solução de $\text{NaOH } 0,1 \text{ mol} \cdot \text{L}^{-1}$, sendo a aeração efetuada com uma vazão de $2 \text{ LO}_2 \cdot \text{min}^{-1}$.

O processo de “lavagem” é baseado na diferença de velocidades de crescimento entre as bactérias nitrificantes e constitui-se na drenagem das células por arraste no fluxo líquido. Opera-se um reator contínuo alimentando-se com meio de cultivo sintético a uma vazão

específica de alimentação de valor superior às velocidades específicas de crescimento das células não oxidadoras de amônio.

Considerando um biorreator homogêneo operado de forma contínua o balanço material para o microrganismo é:

$$V\left(\frac{dX}{dt}\right) = FX_0 - FX + r_x V \quad (\text{Equação 17})$$

Onde:

F - vazão de alimentação e retirada de líquido do reator ($L.h^{-1}$)

X_0 - concentração de microrganismo na alimentação ($L.h^{-1}$)

V - volume de líquido no reator (L)

r_x - velocidade de crescimento das células ($g.L^{-1}.h^{-1}$)

Sendo:

$$D = \frac{F}{V} \quad (\text{Equação 18})$$

$$\mu = \left(\frac{1}{X}\right)r_x \quad (\text{Equação 19})$$

D - vazão específica de alimentação (h^{-1})

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

$$\frac{dX}{dt} = D(X_0 - X) + r_x \quad (\text{Equação 20})$$

$$\frac{dX}{dt} = D(X_0 - X) + \mu X \quad (\text{Equação 21})$$

Considerando que não se tenha microrganismos no meio de entrada ($X_0=0$) e que o estado estacionário tenha sido atingido ($dX/dt = 0$), a Equação 21, pode ser escrita:

$$\mu X - DX = 0 \quad (\text{Equação 22})$$

$$\mu = D \quad (\text{Equação 23})$$

Assim, dentro de todas as condições impostas, obrigatoriamente se deverá ter a velocidade específica de crescimento igual à vazão específica de alimentação. Isso significa que através da vazão de alimentação que é imposta ao sistema, consegue-se fixar um estado fisiológico pretendido.

Ao se impor um valor de $D > \mu_m$ (μ_m =velocidade específica máxima de crescimento) provoca-se a lavagem das células do reator, sendo esta mais rápida quanto maior for a diferença entre D e μ_m . Neste caso não é mais possível a ocorrência de estado estacionário e o balanço para os microrganismos pode ser escrito:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right) = -(D - \mu_m)X \quad (\text{Equação 24})$$

Integrando a Equação 24 obtém-se:

$$X = X_1 e^{-(D-\mu_m)t} \quad (\text{Equação 25})$$

Onde:

X - concentração celular no reator no instante t (g.L^{-1}).

X_1 - concentração celular no início do período de lavagem (g.L^{-1}).

Isso mostra que a concentração celular irá decrescer com o tempo de forma exponencial a partir do valor inicial X_1 . Colocando a Equação 25 na forma:

$$\ln\left(\frac{X}{X_1}\right) = -(D - \mu_m)t \quad (\text{Equação 26})$$

A Equação 26 indica a possibilidade de se determinar o valor de μ_m , desde que se acompanhe a variação de X com o tempo e se conheça o valor de D imposto ao sistema.

Feita a “lavagem”, foram inoculados os dois reatores R1 e R2, com o lodo gerado nesse processo. Ambos foram operados de forma semelhante, onde um novo ciclo iniciava-se com a decantação das células, retirada de 1 litro de sobrenadante, reposição do volume retirado

(TRH=2d) com meio indicado por Campos et al. (1999) de concentração 500 mgN-NH₄⁺.L⁻¹ e início da aeração. A aeração era desligada somente quando o amônio era próximo a zero.

Verificou-se que apenas o processo de lavagem não foi suficiente para selecionar as bactérias oxidadoras de amônio. Portanto, em uma segunda etapa, optou-se pela estratégia de limitação de oxigênio, alternando-se ciclos de aerobiose e de anaerobiose, onde finalmente o acúmulo de nitrito foi alcançado.

Em uma terceira etapa foi adicionado acetato de sódio como fonte de matéria orgânica a fim de permitir a eliminação de N₂ com a redução do nitrito .

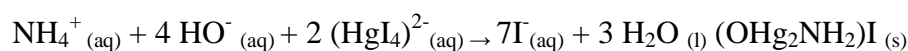
Com a biomassa já adaptada ao processo partiu-se para quarta e última etapa, a substituição gradativa de 25, 50, 75 100% do efluente da suinocultura, tendo como base os 500 mgN-NH₄⁺.L⁻¹, conforme já relatado anteriormente.

Os detalhes operacionais de cada etapa de adaptação serão apresentados na Tabela 5.1 do item de Resultados e Discussão.

4.5 Metodologia analítica

4.5.1 Determinação da concentração de amônio

A determinação da concentração de amônio foi realizada pelo método colorimétrico de Nessler, descrito por Vogel (1981). A metodologia baseia-se na reação do íon amônio com uma base forte podendo ser apresentado pela seguinte reação química:



O reagente é preparado dissolvendo-se 100g de iodeto de mercúrio (II) em uma solução de 70g de iodeto de potássio em 100 mL de água destilada, adiciona-se a seguir uma solução fria de 160g de NaOH em 700 mL de água destilada, completando o volume final da solução para 1L. O método consiste na adição de 100 µL do reagente em 5 mL de amostra filtrada, deixando-se reagir por 10 minutos. A leitura da absorbância é feita em espectrofotômetro (Hach DR/2010) no comprimento de onda de 525 nm. Com a absorbância lida têm-se as concentrações através da curva padrão, a qual é obtida pelo uso de solução de cloreto de amônio.

4.5.2 Determinação da concentração de nitrito

A determinação da concentração de nitrito foi realizada por meio do Kit analítico NitraVer 2, da Hach Company. O método consiste na adição de reagentes promotores da redução do nitrito a óxido nitroso na presença de sulfato ferroso em meio ácido. O óxido é convertido em um cromógeno pela reação com o cádmio na adição de um pacote de reagente em 10 mL de amostra, deixando-se reagir por 10 minutos. A leitura da absorbância é feita em espectrofotômetro (Hach DR/2010) no comprimento de onda de 585 nm. A partir da absorbância lida, obtêm-se a concentração através da curva padrão, que é obtida pelo uso de solução de nitrito de sódio.

4.5.3 Determinação da concentração de nitrato

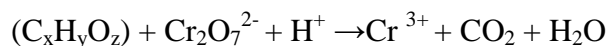
A determinação da concentração de nitrato foi realizada pelo método do ácido salicílico conforme Cataldo et al. (1975).

O reagente AS-H₂SO₄ é preparado dissolvendo-se 50g de ácido salicílico em 1 litro de H₂SO₄ 50% e a solução de NaOH 0,05mol.L⁻¹ é preparada à partir da dissolução de 80g de NaOH em água destilada, tendo o seu volume completado para um litro. O método consiste na adição de 800 µL do reagente AS-H₂SO₄ à 2 µL de amostra, deixando-se reagir por 20 minutos. Após este tempo de reação é adicionado 19 mL de NaOH 0,05mol.L⁻¹. A leitura da absorbância é feita em espectrofotômetro (Hach DR/2010) no comprimento de onda de 410 nm. A partir da absorbância lida, obtêm-se a concentração através da curva padrão, que é obtida pelo uso de solução de KNO₃.

4.5.4 Determinação de DQO

A determinação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) foi realizada segundo o procedimento do Standart Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, AWWA, WEF, 1995). Sendo que a DQO determinada em todo o período de operação é a DQO filtrada. O método baseia-se na oxidação da matéria orgânica por dicromato de potássio

em meio ácido sulfúrico, contendo sulfato de prata como catalisador a uma alta temperatura de acordo com a reação a seguir:



A solução de ácido sulfúrico é preparada adicionando-se 5,5g de AgSO₄ em 1L de H₂SO₄ e a solução digestora, adicionando-se 167 mL de H₂SO₄, 10,21 g de dicromato de potássio e 33,3 g de AgSO₄ à 500 mL de água destilada, diluindo após resfriar para 1L. Para o procedimento analítico toma-se 2,5mL de amostra, 1,5mL de solução digestora e 3,5 mL de ácido sulfúrico. A reação se dá em um digestor à 150°C por duas horas. A leitura da absorbância é feita em um espectrofotômetro (Hach DR/2010) no comprimento de onda de 600 nm com a amostra já fria. A partir do comprimento de onda lido, obtêm-se a concentração através da curva padrão, a qual é obtida pelo uso de solução de biftalato de potássio.

4.5.5 Determinação da concentração celular

A determinação dos sólidos suspensos totais foi realizada segundo o procedimento proposto por Zdradek et al. (2006). O método consiste na filtração da amostra em um papel filtro qualitativo, e a posterior secagem em forno de microondas em uma potência de 180 watts por um tempo de 15 minutos.

A determinação dos sólidos suspensos voláteis foi realizada segundo o procedimento descrito por *Standart Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, AWWA, WEF, 1995). O método consiste na calcinação da matéria orgânica (transformação em CO₂ e H₂O) à 550°C por duas horas em mufla.

Para o cálculo de velocidade específica de consumo de amônio ou de consumo de O₂, foram utilizados valores de Sólidos suspensos totais sabendo que a relação SSV/SST para este tipo de biomassa é de aproximadamente 80%.

4.5.6 Determinação do pH

A determinação do pH foi realizada em um pHmetro da marca Quimis, calibrado segundo os procedimentos da *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, AWWA, WEF, 1995).

4.5.7 Determinação da velocidade de respiração

A determinação da velocidade de respiração foi realizada através da determinação do consumo de oxigênio dissolvido, através do eletrodo InPro 6800 da Mettler Toledo. Este método consiste em interromper a aeração em um dado instante, no qual a concentração de oxigênio dissolvido esteja em valor razoavelmente elevado (da ordem de, no mínimo, 5 mgO₂.L⁻¹), anota-se a queda da concentração de oxigênio dissolvido em função do tempo.

O balanço de oxigênio no meio líquido é dado pela Equação 27 a seguir:

$$\frac{dC}{dt} = KLa(C_s - C) - QO_2 X \quad (\text{Equação 27})$$

Onde:

C= concentração de oxigênio dissolvido no instante t

C_s= concentração de oxigênio dissolvido na saturação

KLa= coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio

QO₂= velocidade específica de respiração das células

X= concentração celular.

Ao se interromper a aeração elimina-se o termo de transferência, ficando com a Equação 28:

$$\frac{dC}{dt} = -QO_2 X \quad (\text{Equação 28})$$

Como pode ser observado na Figura 4.2, a concentração de O₂ dissolvido (C_o), passa a diminuir com a interrupção da aeração. Ao retomar a agitação e aeração, observa-se o aumento da concentração de O₂ dissolvido até o valor inicial C_o.

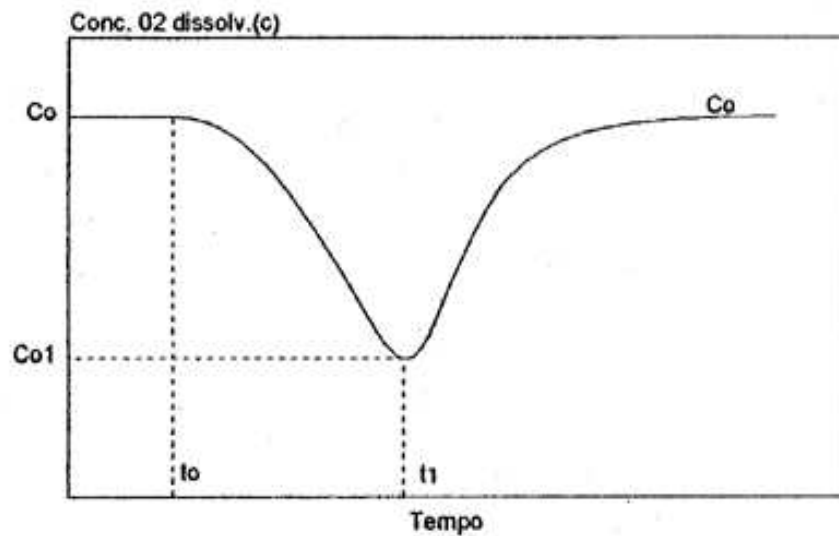


Figura 4.2: Variação da concentração de O₂ dissolvido com o tempo (SCHMIDELL, 2001)

Considerando que o tempo para que C₀ alcance C₀₁ deva ser relativamente curto, pode-se supor que não há alteração da concentração celular (X). Assim a Equação 28 pode ser integrada, obtendo-se para o trecho sem aeração a Equação 29 a seguir:

$$C = C_0 - QO_2X(t - t_0) \quad (\text{Equação 29})$$

Onde:

C₀= concentração no instante t₀

t₀= instante inicial da integração

Assim, tem-se a equação de uma reta cujo coeficiente angular permite calcular o valor de QO₂X. Sabendo-se X tem-se o valor da velocidade específica de respiração das células no instante da realização do teste.

4.5.8 Determinação da alcalinidade

Para determinar a alcalinidade foi utilizado o procedimento descrito no Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, AWWA, WEF, 1995), que consiste na titulação potenciométrica com uma solução padronizada de ácido sulfúrico.

Segundo Ripley et al (1986) apud Chernicharo (1997) pode-se determinar separadamente as parcelas de alcalinidade devido aos bicarbonatos e a alcalinidade devido aos ácidos voláteis. O método consiste na titulação potenciométrica de uma amostra primeiramente até o pH de 5,75, valor este que representa a alcalinidade devido ao bicarbonato. Seguida de uma titulação até o pH de 4,3, que representa a alcalinidade devido a presença dos ácidos voláteis. A alcalinidade total se obtém com a titulação até o pH 3,7. Sendo o resultado expresso em mg de $\text{CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$.

O valor da alcalinidade foi obtido pela Equação 30 apresentada a seguir:

$$\text{Alcalinidade}(\text{mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}) = \frac{M * V_1 * 100000}{V_2} \quad (\text{Equação 30})$$

Onde:

M = concentração da solução de H_2SO_4 utilizado na titulação ($\text{mol} \cdot \text{L}^{-1}$);

V_1 = volume de H_2SO_4 utilizado na titulação;

V_2 = volume de alíquota de amostra titulada.

4.6 Cálculo de eficiência

Para um bom controle e acompanhamento do sistema, um balanço material se faz necessário. Através de dados obtidos com análises de rotina, pôde-se obter informações que caracterizam cada situação ou etapa na qual se encontrava o reator.

4.6.1 Eficiência de remoção e conversão de nitrogênio

Pelo balanço de nitrogênio, representado pela Equação 31 e pela Equação 32 é possível quantificar o nitrogênio removido pelo processo de nitrificação e a quantidade de nitrogênio amoniacal que é oxidada, respectivamente.

$$N_{removido} (\%) = \frac{N_e - N_s}{N_e} * 100 \quad (\text{Equação 31})$$

$$N_{convertido} (\%) = \frac{NH_{4e} - NH_{4s}}{NH_{4e}} * 100 \quad (\text{Equação 32})$$

Sendo:

$N_{removido}$: percentual de nitrogênio removido.

N_e : somatória das concentrações de nitrogênio inorgânico na alimentação do reator (mgN.L^{-1});

N_s : somatória das concentrações de nitrogênio inorgânico na saída do reator (mgN.L^{-1}).

$N_{convertido}$: percentual de nitrogênio amoniacal que é oxidado

$NH_4^+_{(e)}$: concentração de amônio na alimentação ($\text{mgN-NH}_4^+.\text{L}^{-1}$)

$NH_4^+_{(s)}$: concentração de amônio na saída do reator ($\text{mgN-NH}_4^+.\text{L}^{-1}$)

4.6.2 Eficiência de remoção de matéria orgânica

Pelo balanço de matéria orgânica, representado pela Equação 33 é possível quantificar a matéria orgânica removida pelo processo.

$$DQO_{removido} (\%) = \frac{\sum DQO_e - \sum DQO_s}{\sum DQO_e} * 100 \quad (\text{Equação 33})$$

Sendo:

$DQO_{removido}$: percentual de matéria orgânica removida.

$DQO_{(e)}$: matéria orgânica presente na alimentação do reator ($\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$);

DQO_(s): matéria orgânica na saída do reator (mgO₂.L⁻¹).

4.7 Acompanhamento cinético

Os acompanhamentos cinéticos foram realizados em cada etapa de adaptação, e permitiram a determinação da real condição do sistema, isso possibilitou o melhor entendimento do processo de remoção de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal via nitrito em um único reator SBR. Vale lembrar que os acompanhamentos eram realizados no próprio reator, mantendo-se as condições de operação da etapa em questão.

Cada etapa de adaptação se difere em algum aspecto (estas diferenças serão apresentadas com maior detalhe na Tabela 5.1 do Capítulo 5), porém os ensaios cinéticos procederam-se com a mesma metodologia.

Obedecendo-se as etapas de um reator SBR, iniciava-se cada acompanhamento com a decantação do lodo, retirada de 1 litro de sobrenadante e reposição com efluente (seja ele sintético ou da suinocultura, dependendo da etapa). A agitação era ligada para tomada de uma amostra inicial e só então se iniciava a aeração do sistema. As amostras eram tomadas de tempo em tempo de maneira a se obter uma curva descritiva do processo. Após o término do substrato amônio somente a agitação era mantida.

Nas etapas iniciais, a filtração da amostra para análise se deu em filtro de porosidade 0,44µm e, devido a interferências nos resultados das análises com o início da adição de efluente da suinocultura passou-se a filtrar em filtro de acetato.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. Considerações iniciais

O estabelecimento do processo de remoção combinada de matéria orgânica e amônio em efluentes da suinocultura se deu em um reator do tipo SBR através de 4 etapas de adaptação do inóculo: lavagem, adaptação da biomassa ao meio autotrófico, adição de acetato de sódio como fonte de matéria orgânica para desnitrificação e substituição do meio sintético por efluente da suinocultura. Vale ressaltar que apesar de estar operando 2 reatores, o R1 foi determinado como o reator principal e R2 como um reator de segurança. Portanto, os dados a serem discutidos neste capítulo serão todos relacionados ao R1 e estão apresentados no Anexo.

Na Tabela 5.1, estão caracterizadas as principais condições aplicadas em cada uma das fases.

Tabela 5.1: Condições operacionais aplicadas ao reator.

Etapa	Período (d)	Operação	Objetivo
Lavagem	1	Alimentação contínua (200mL.h ⁻¹) Aeração contínua	Selecionar as bactérias oxidadoras de amônio através da “lavagem” das bactérias oxidadoras de nitrito.
Adaptação da biomassa ao meio autotrófico	2-27	Aeração contínua durante a oxidação do substrato e condições anóxicas após o seu término Alimentação em uma batelada única	Adaptar a biomassa ao processo desejado
	28-63	Aeração intermitente (15min aerando 45 min sem aerar) durante um período de 23 horas. Alimentação em uma batelada única	Enriquecer com bactérias oxidadoras de amônio e inibir as oxidadoras de nitrito
	64-188	Aeração intermitente durante a oxidação do substrato N e condições anóxicas após o seu término. Alimentação em uma batelada única	Enriquecer com bactérias oxidadoras de amônio e inibir as oxidadoras de nitrito.
Adaptação da biomassa ao processo de desnitrificação com acetato de sódio	189-201	Aeração intermitente durante a oxidação do substrato N e condições anóxicas após o seu término Alimentação em uma batelada única Adição de DQO na proporção estequiométrica	Estabelecer o processo de desnitrificação via nitrito.
	202-237	Aeração intermitente durante a oxidação do substrato N e condições anóxicas após o término Alimentação em uma batelada única Adição de DQO na proporção de 2 vezes a estequiométrica	Adaptar o processo a uma carga de DQO mais próxima a encontrada em efluente da suinocultura.
Adaptação da biomassa ao efluente da suinocultura	238-321	Aeração intermitente durante a oxidação do substrato N e condições anóxicas após o término Alimentação em uma batelada única Substituição de 25% com efluente da suinocultura e matéria orgânica complementada com acetato de sódio	Promover a remoção combinada de DQO e N-NH ₄ de efluente da suinocultura

Tabela 5.1 (cont.): Condições operacionais aplicadas ao reator.

Adaptação da biomassa ao efluente da suinocultura	322-342	Aeração intermitente durante a oxidação do substrato N e condições anóxicas após o término Alimentação em batelada dividida em duas vezes Substituição de 25% com efluente da suinocultura e matéria orgânica complementada com acetato de sódio	Melhorar a sedimentação das células
	343-365	Aeração intermitente durante a oxidação do substrato N e condições anóxicas após o término Alimentação em batelada dividida em duas vezes Substituição de 50% com efluente da suinocultura e matéria orgânica completada com acetato de sódio	Promover a remoção combinada de DQO e N-NH ₄ de efluentes da suinocultura
	366-397	Aeração intermitente durante a oxidação do substrato N e condições anóxicas após o término Alimentação em batelada dividida em duas vezes Substituição de 75% com efluente da suinocultura	Promover a remoção combinada de DQO e N-NH ₄ de efluentes da suinocultura
	398-425	Aeração intermitente durante a oxidação do substrato N e condições anóxicas após o término Alimentação em batelada dividida em duas vezes Substituição de 100% com efluente da suinocultura	Promover a remoção combinada de DQO e N-NH ₄ de efluentes da suinocultura

Foram utilizados dois lotes de efluente para o desenvolvimento do processo e a caracterização destes encontra-se na Tabela 5.2 .

Tabela 5.2: Caracterização do efluente proveniente da Embrapa – Suínos e Aves.

	Lote 1	Lote 2
Período	238° à 274° dia	274° à 425° dia
pH	7,22	7,68
ST (g.L ⁻¹)	5,89	5,79
SVT (g.L ⁻¹)	3,34	3,45
SFT (g/L)	2,625	2,34
N-NH ₄ ⁺ (mgN-NH ₄ ⁺ .L ⁻¹)	577,88	1263,11
N-NO ₂ ⁻ (mgN-NO ₂ ⁻ .L ⁻¹)	8,392	0,555
N-NO ₃ ⁻ (mgN-NO ₃ ⁻ .L ⁻¹)	1,51	4,27
DQO (mgO ₂ .L ⁻¹)	3523,61	8797,84
Alcalinidade total (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	2512,5	6231,78

5.2 Lavagem (primeiro dia de operação)

Inicialmente o inóculo passou por um peneiramento, para a retirada de materiais grosseiros, seguido pelo processo de “lavagem”, conforme descrito no item 4.4. Na Figura 5.1 pode-se observar os dados referentes a esta etapa.

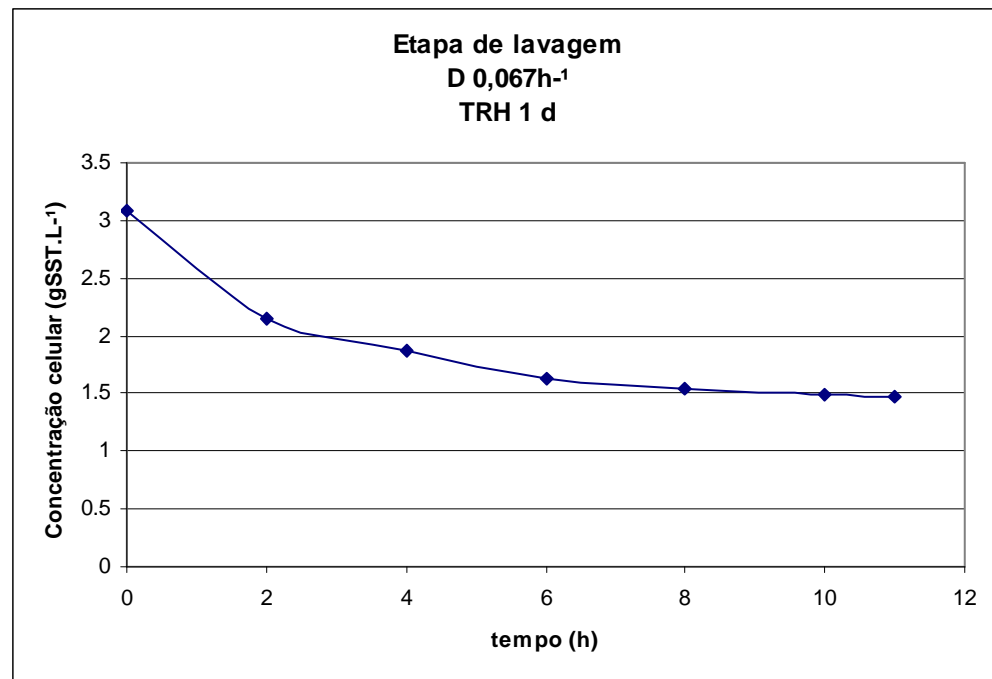


Figura 5.1: Acompanhamento da concentração celular durante o processo de lavagem.

O processo de lavagem foi realizado com meio Campos, meio este adequado ao crescimento das bactérias autotróficas. Essa etapa foi previamente planejada para que reduzisse a concentração celular a níveis próximos a $1,5\text{gSST.L}^{-1}$ e para isto foi necessário 11 horas.

5.3 Etapa de adaptação da biomassa ao meio autotrófico (período entre os dias 2 e 188)

Após a lavagem, o inóculo foi igualmente dividido entre os dois reatores e, seguindo as etapas de operação de um SBR, o reator era mantido sob condição de aeração contínua durante todo o período de oxidação do amônio, que foi reduzido de 90 horas na primeira batelada para 20 horas na sétima batelada de alimentação. Durante toda esta etapa o nitrato se fez presente de forma majoritária no efluente final e isso pode ser observado na Figura 5.2.

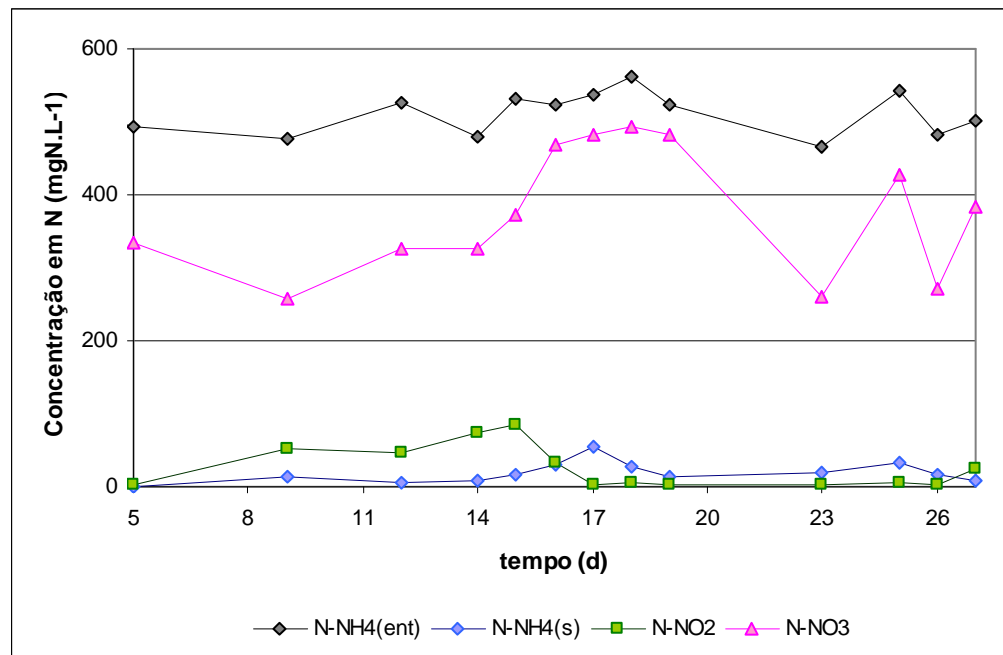


Figura 5.2: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, entre os dias 2 e 27 de operação.

Na tentativa de inibir as Bactérias Oxidadoras de Nitrito optou-se por operar o reator em aeração intermitente (15 minutos aerando e 45 minutos sem aerar) por um período de 23 horas. O acompanhamento deste período pode ser observado na Figura 5.3.

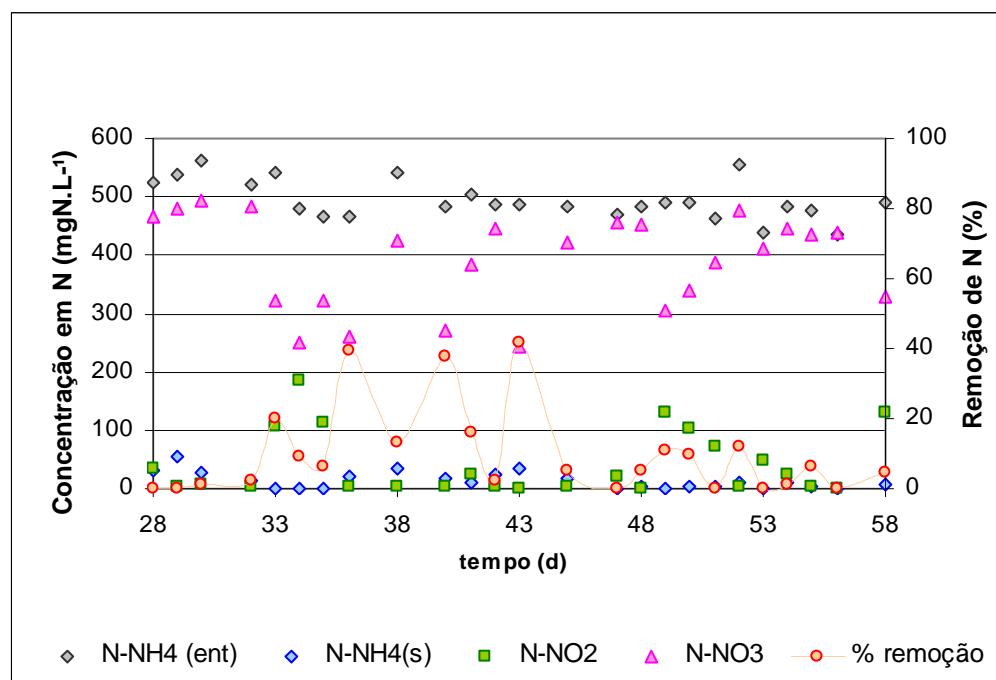


Figura 5.3: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, entre os dias 28 e 58 de operação.

Como a condição de aeração intermitente por um período de 23 horas ainda oferecia condições para manutenção da atividade das Bactérias Oxidadoras de Nitrito, a partir do dia 64 adotou-se outra estratégia e o reator passou a ter os mesmos intervalos de tempo de aeração e não aeração porém somente durante a presença do substrato amônio. Após seu término a aeração era totalmente desligada e o reator mantido somente sob agitação até o início da próxima batelada (aproximadamente 14 horas). Através da Figura 5.4 observa-se a rápida resposta do reator à estratégia adotada.

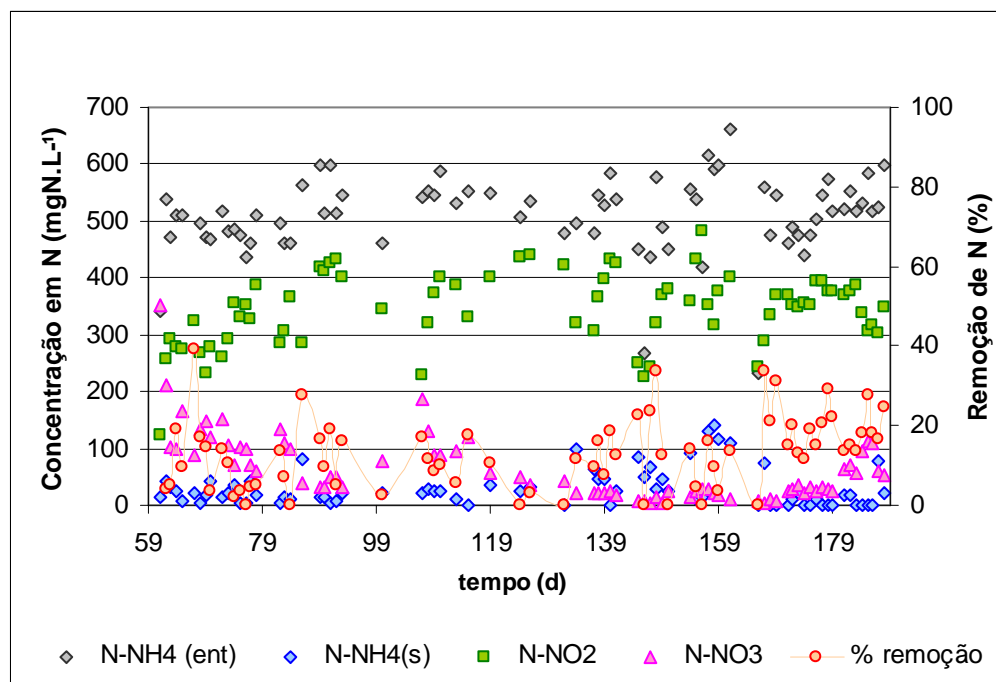


Figura 5.4: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, entre os dias 64 e 188 de operação.

Observa-se uma remoção média em N de 14% e porcentagem de conversão de amônio de 94,4%, valores estes que não sofreram alterações significativas durante o período considerado. Além disso, vale ressaltar que dos 94,4% do amônio convertido, 71,77 % estava na forma de N-NO₂⁻.

Um acompanhamento cinético durante o ciclo operacional do dia 78 comprova a efetividade da nova estratégia (Figura 5.5).

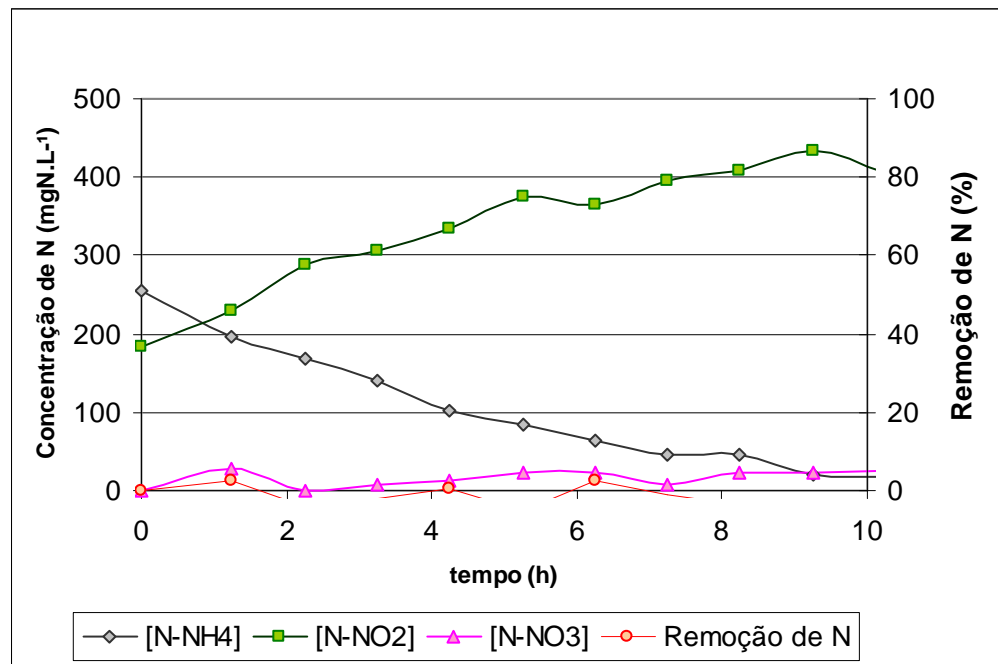


Figura 5.5: Acompanhamento cinético das formas nitrogenadas no dia 78 de operação.

Ao final do processo têm-se a predominância do nitrogênio na forma N-NO_2^- e a oxidação quase que total do amônio em 9 horas. Praticamente nenhuma remoção de N foi observada neste acompanhamento.

A concentração celular durante esta etapa manteve-se em torno de $1,26\text{gSST.L}^{-1}$ como pode ser observado na Figura 5.6.

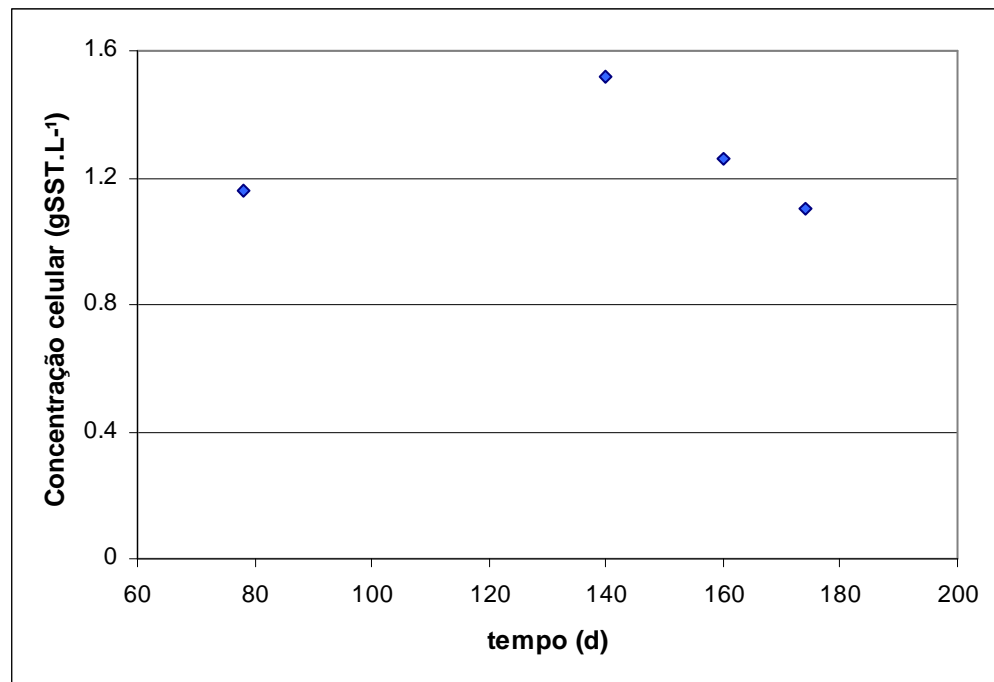
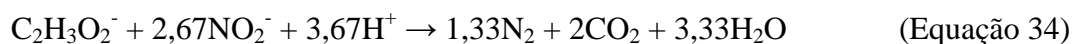


Figura 5.6: Concentração celular em função do tempo para a etapa de adaptação da biomassa ao meio autotrófico.

Não foram realizadas medidas de concentração entre os dias 80 a 140 de operação pois o sistema manteve-se visualmente constante.

5.4 Adaptação da biomassa ao processo de desnitrificação com acetato de sódio (período entre os dias 189 a 237)

Estabelecido o processo de nitrificação, a terceira etapa consistiu em reduzir o nitrito acumulado a nitrogênio gasoso. A partir da Equação 34 proposta por Brock (1997), obteve-se a massa de matéria orgânica em acetato de sódio, necessária para o processo de desnitrificação.



O acompanhamento da entrada e saída das formas nitrogenadas e da matéria orgânica desta etapa está apresentado nas Figuras 5.7 e 5.8.

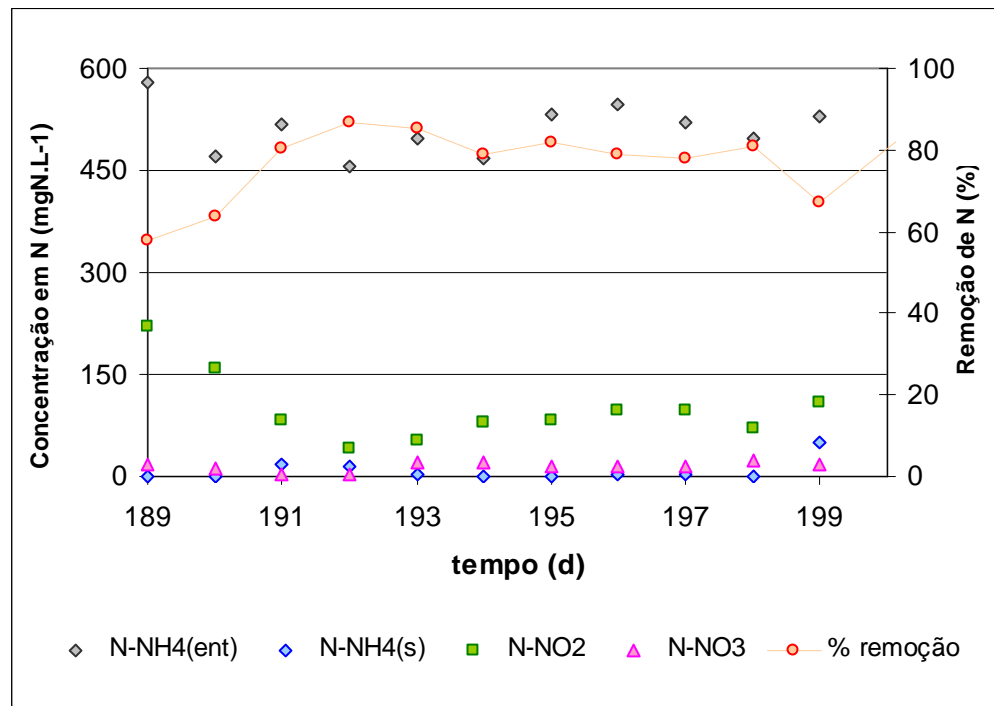


Figura 5.7: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, entre os dias 189 e 201 de operação.

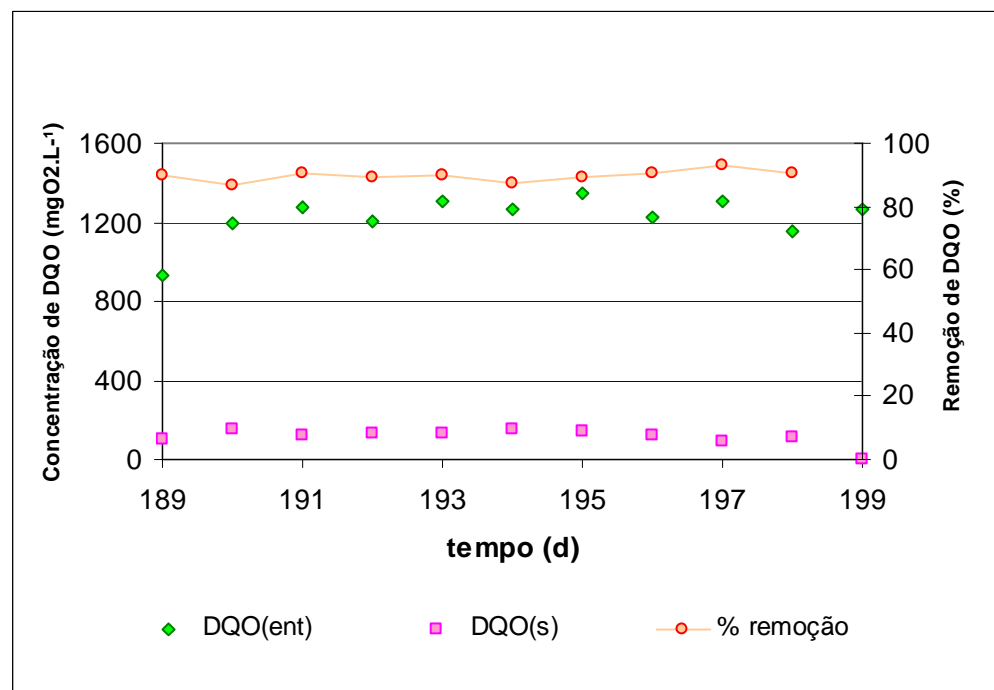


Figura 5.8: Valores das concentrações de DQO e da remoção de DQO entre os dias 189 e 201 de operação.

Para as formas nitrogenadas observa-se um estado pseudo-estacionário a partir do dia 191 e para a matéria orgânica o estado pseudo-estacionário é notado durante toda a fase 3-1. Os níveis de amônio residual se mantiveram em torno de $4,5 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$, em 70 mgN-NO_2^- para o nitrito e torno de $115 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ para DQO.

Um acompanhamento cinético desta etapa foi realizado no dia 197 e pode ser observado através da Figura 5.9 e 5.10. Como teoricamente deveria ocorrer a desnitrificação nos períodos anaeróbios, o acompanhamento foi realizado ao final da fase aerada e ao final de cada fase anaeróbia.

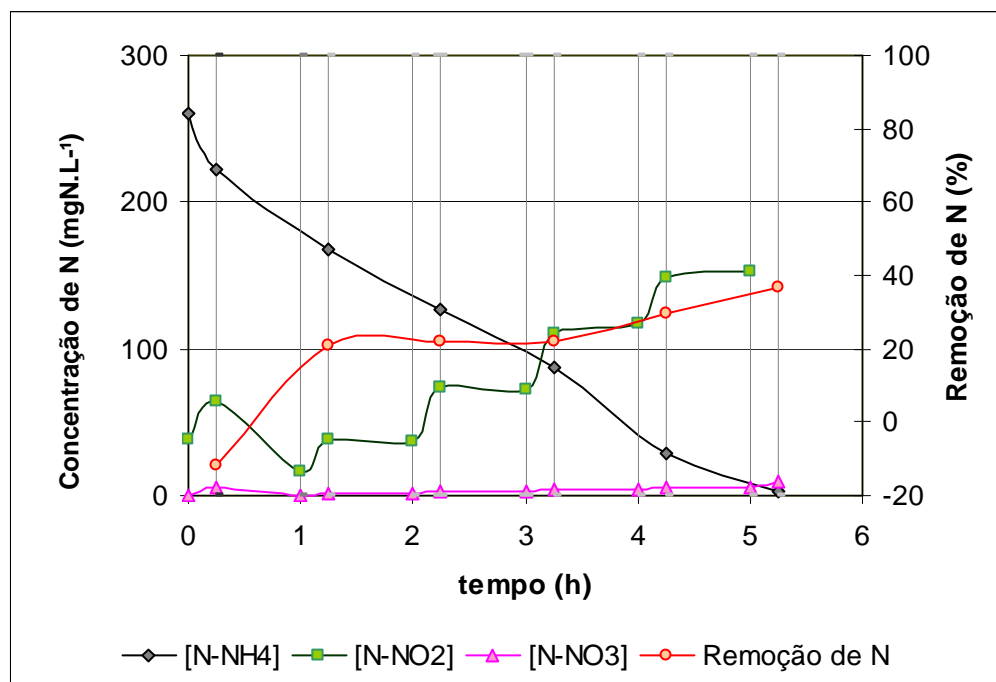


Figura 5.9: Acompanhamento cinético das formas nitrogenadas no dia 197 de operação.

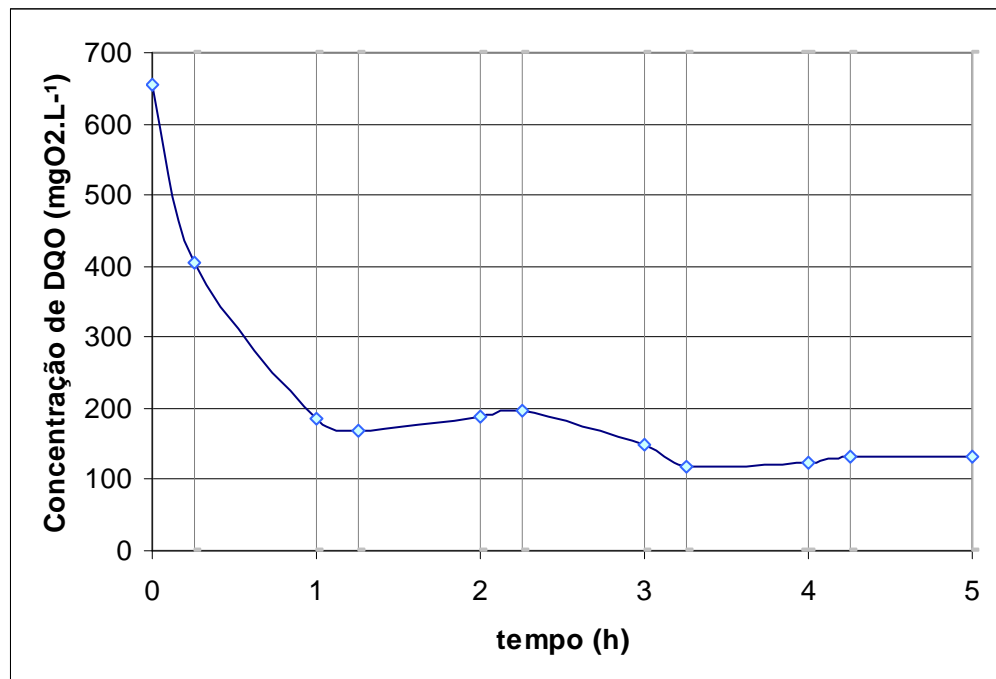


Figura 5.10: Acompanhamento cinético da matéria orgânica no dia 197 de operação.

Nota-se que cerca de 50% da DQO que deveria ser utilizada para desnitrificação (fase anóxica) é oxidada no primeiro período aeróbio. Acredita-se que parte desta matéria orgânica seja utilizada para o crescimento das bactérias heterotróficas, pois a concentração celular, que durante a segunda etapa não ultrapassou valores de $1,52 \text{ gSST.L}^{-1}$, em nove dias operando com adição de matéria orgânica passou de $1,1 \text{ gSST.L}^{-1}$ para $3,21 \text{ gSST.L}^{-1}$.

O nitrito gerado durante a primeira fase aerada é reduzido na primeira fase anaeróbia, porém após a primeira hora de acompanhamento mesmo com a matéria orgânica presente a tendência é o aumento no acúmulo de nitrito nas fases aeróbias. Não é possível afirmar qual o tipo de DQO detectada pela análise, mas é certo que esta é bastante recalcitrante (mesmo estando trabalhando com acetato de sódio), pois se observa certa constância em seus valores não somente durante a cinética mas como em todo este período de adaptação.

Para melhor visualização do acompanhamento, nas Figuras 5.9 e 5.10 não estão apresentados os dados referentes a 23ª hora, porém no Anexo A têm-se os valores das formas nitrogenadas e DQO do sistema. Nota-se que o N-NO_2^- atingiu o valor de $98 \text{ mgN-NO}_2^-.\text{L}^{-1}$, e a DQO permaneceu muito próxima a $130 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$. Totalizando 57,68% de eliminação de N e 79,8% de DQO. O fenômeno observado apenas pode ser entendido imaginando-se que as células estariam consumindo os polihidroxicanoatos, os quais foram sintetizados e estocados intracelularmente nos instantes em que se podia contar com elevadas concentrações de DQO (Ciggin et al., 2007).

A fim de adaptar a biomassa a uma carga orgânica mais próxima da média encontrada no efluente da suinocultura, aumentou-se a concentração de acetato de sódio para o dobro da estequiométrica. Os resultados podem ser observados nas Figuras 5.11 e 5.12.

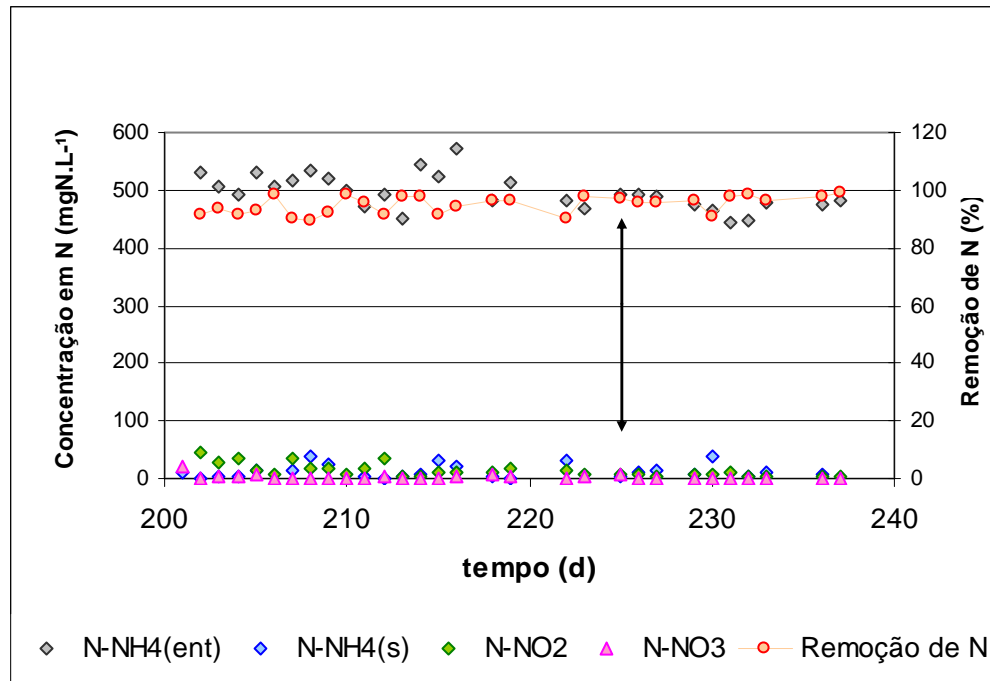


Figura 5.11: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, entre os dias 202 e 237 de operação.

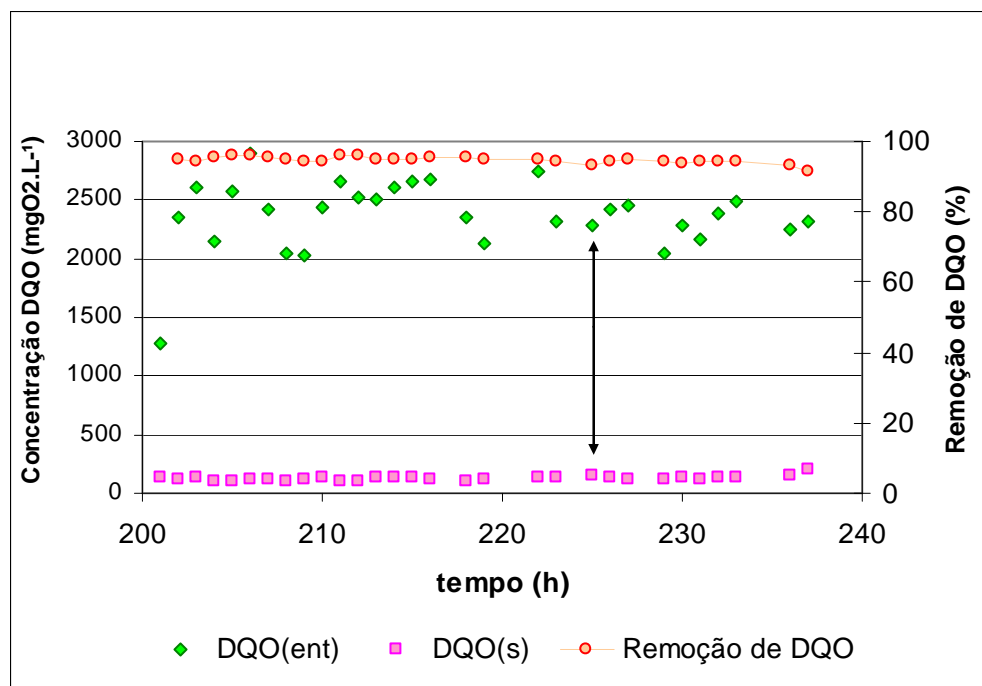


Figura 5.12: Dados das concentrações de DQO e da remoção de DQO entre os dias 202 e 237 de operação.

A concentração de amônio residual ficou em torno de $12,2 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$, e a eficiência de remoção de nitrogênio atingiu valores próximos a 100%. No entanto, a DQO residual permaneceu em torno de $124 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$, mantendo-se próximo ao valor médio da etapa anterior. O aumento na concentração de amônio residual deve-se, possivelmente, ao crescimento excessivo das bactérias heterotróficas, que poderiam estar limitando o acesso das bactérias autotróficas oxidadoras de amônio ao oxigênio.

Um acompanhamento cinético foi realizado no dia 225 e está apresentado nas Figuras 13 e 14.

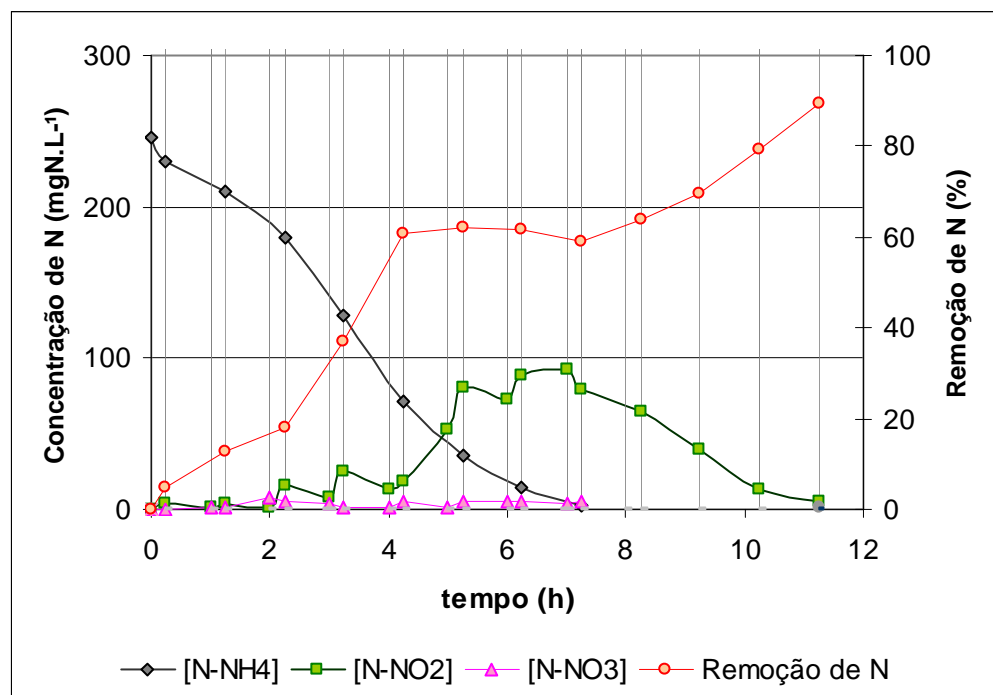


Figura 5.13: Acompanhamento cinético das formas nitrogenadas no dia 225 de operação.

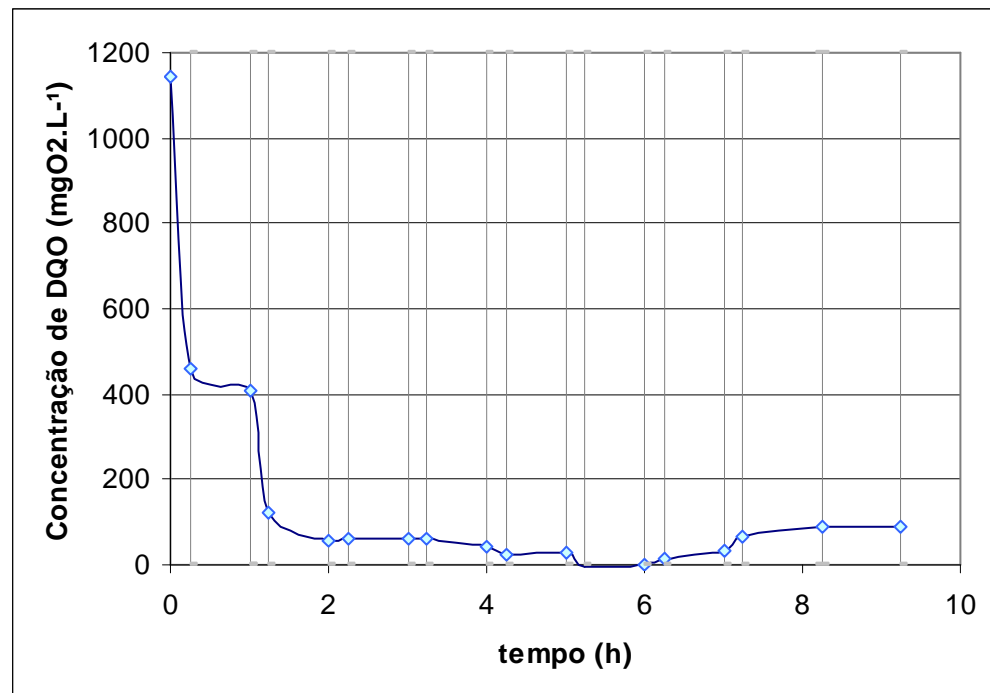


Figura 5.14: Acompanhamento cinético da matéria orgânica no dia 225 de operação.

Observa-se que cerca de 60% da DQO é consumida na primeira fase aerada, 26% durante a segunda fase aerada e somente 4% é utilizada na fase anóxica. Além disso, o amônio é consumido de maneira mais rápida somente quando a DQO efetivamente assimilável (nas presentes condições) atinge seus valores mínimos. É interessante observar que mesmo com a constância na concentração de DQO, a partir da segunda hora de acompanhamento, o processo de desnitrificação pode ser notado durante toda a etapa de reação (cerca de 67% do amônio oxidado foi convertido a N₂). Com o término do amônio, onde o sistema tem a aeração interrompida, cerca de 30% do amônio oxidado ainda foi reduzido a N₂, resultando em uma eficiência final de 97%. Novamente, a remoção de nitrogênio somente pode ser explicada pelo consumo dos polihidroxicarbonatos,

O acompanhamento da concentração celular durante a terceira etapa pode ser observado na Figura 5.15.

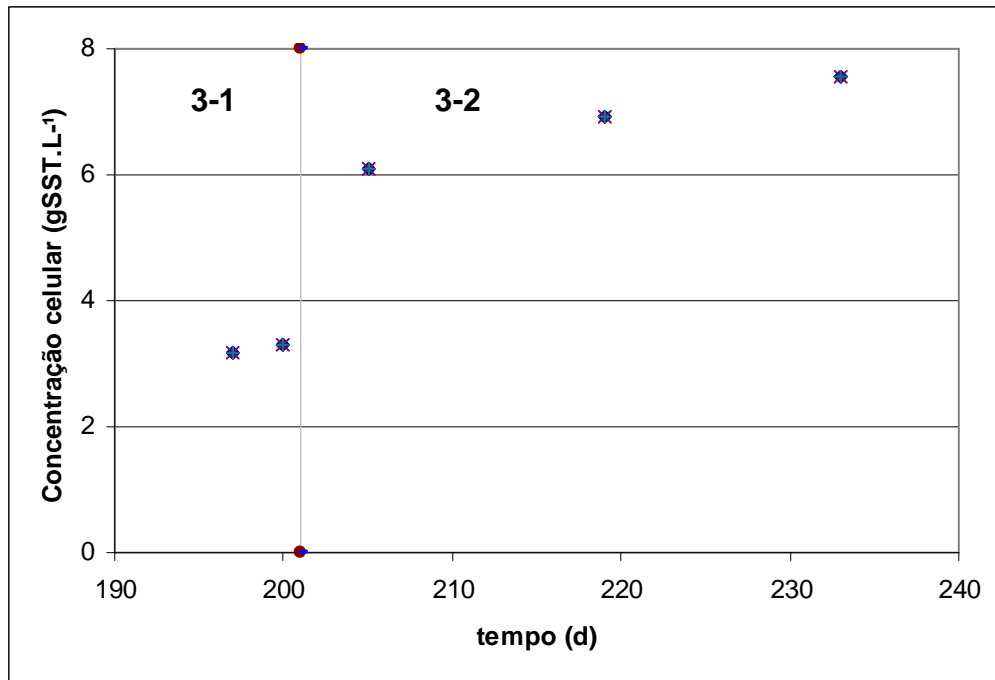


Figura 5.15: Concentração celular em função do tempo para a etapa de adaptação da biomassa ao processo de desnitrificação com acetato de sódio.

Na fase 3-1, com adição de DQO estequiométrica, os sólidos se mantiveram em uma média de $3,25 \text{ gSST.L}^{-1}$. Já na fase 3-2, com adição do dobro de DQO, os sólidos sofreram um salto passando para uma média de $6,85 \text{ gSST.L}^{-1}$.

5.5 Adaptação da biomassa com 25% de efluente da suinocultura (Etapa 1 período entre os dias 238 e 321)

Com o sistema em estado pseudo-estacionário apresentando eliminação de nitrogênio via nitrito (média de 95%), comprovado através de cinéticas de acompanhamento, e com eficiência média de remoção de DQO de 92%, iniciou-se a substituição do efluente sintético por efluente da suinocultura.

Como apresentado na Tabela 5.1 a primeira etapa de substituição se deu utilizando 25% do efluente oriundo da estação de tratamento de efluentes (ETE) da Embrapa- Suínos e aves (Concórdia-SC). Como o efluente possui variações naturais em sua composição, fixou-se essa substituição em termos de nitrogênio na forma de amônio. Portanto, em uma primeira etapa, cerca de $125 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$ era proveniente do efluente e os $375 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$ restantes complementado com meio sintético proposto por Campos et al (1999). Vale ressaltar

que a DQO também foi complementada com acetato de sódio ajustando-se à condição da terceira etapa e que a concentração celular se manteve em uma média de $6,6 \text{ gSST.L}^{-1}$. Os dados apresentados nesta etapa estão apresentados nas Figuras 5.16 e 5.17.

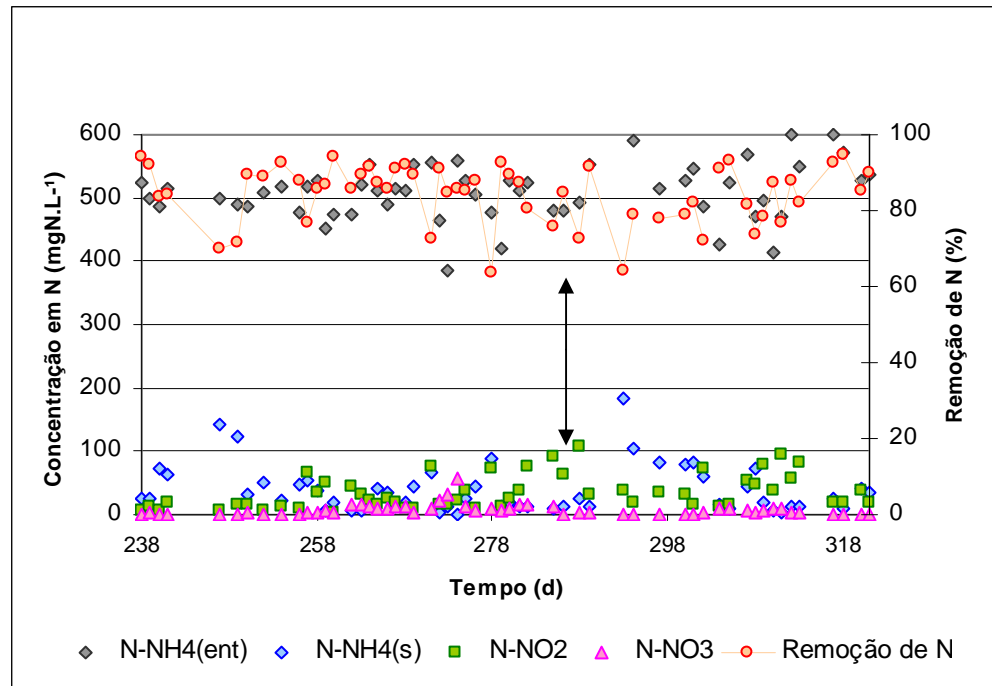


Figura 5.16: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, entre os dias 238 e 321 de operação.

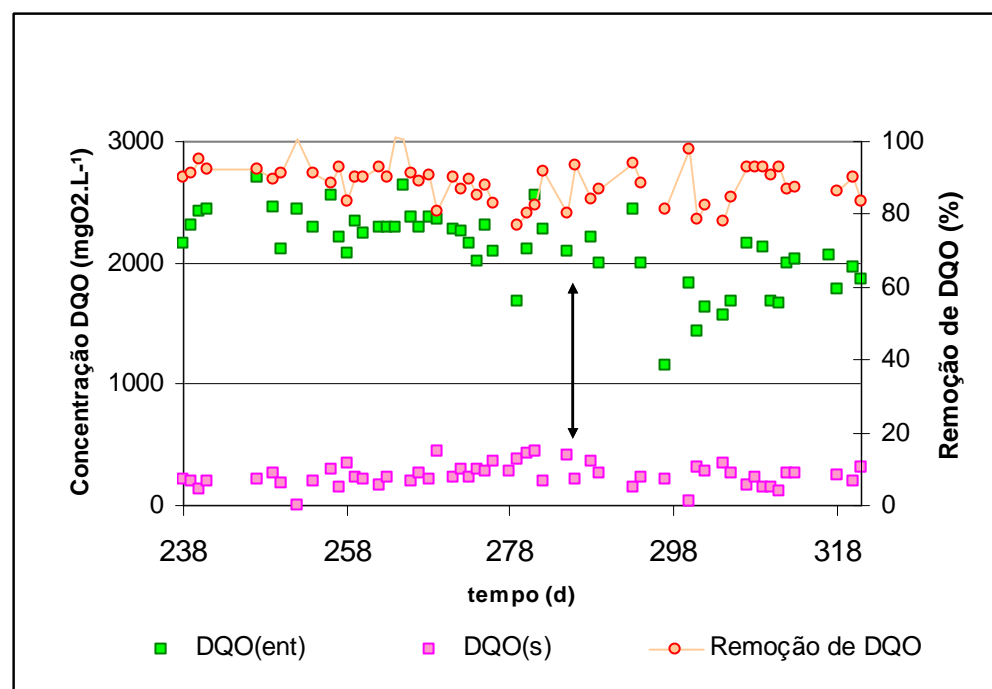


Figura 5.17: Dados das concentrações de DQO e da remoção de DQO entre os dias 238 e 321 de operação.

Não é possível notar nas duas figuras anteriormente apresentadas porém, no período correspondente ao período de 240 ao dia 272 de operação, o reator apresentou um aumento no tempo de oxidação de N na forma de amônio, passando da média de 10 horas para quase 24 horas. Apesar da relativa melhora no tempo de reação observada a partir do dia 273, a remoção média de amônio nesta etapa ficou em torno de 84,36% em N e 89% em DQO.

Não se tem cinéticas de acompanhamento referente a este período, mas pode-se afirmar que o principal motivo para esta perda de eficiência se encontrava na dificuldade do controle do pH. Com o início da substituição do meio de alimentação, o pH teve grande tendência a aumentar seus valores (até valores próximos a 9,2) o que acabava por dificultar a adição de bicarbonato de sódio. Este, além de tampão, é fonte de carbono para as bactérias autotróficas (neste caso, as bactérias oxidadoras de amônio). Através de um melhor acompanhamento do pH durante cada batelada, com adição manual de ácido clorídrico (10%) e bicarbonato (40mg.L^{-1}), conseguiu-se, a partir do dia 273, observar uma significativa melhora no reator em termos de tempo para oxidação do substrato, que passou de 24 horas para 7 horas.

Através de um acompanhamento realizado no dia 286 (Figura 5.18 e 5.19) pode-se visualizar as condições obtidas nesta etapa.

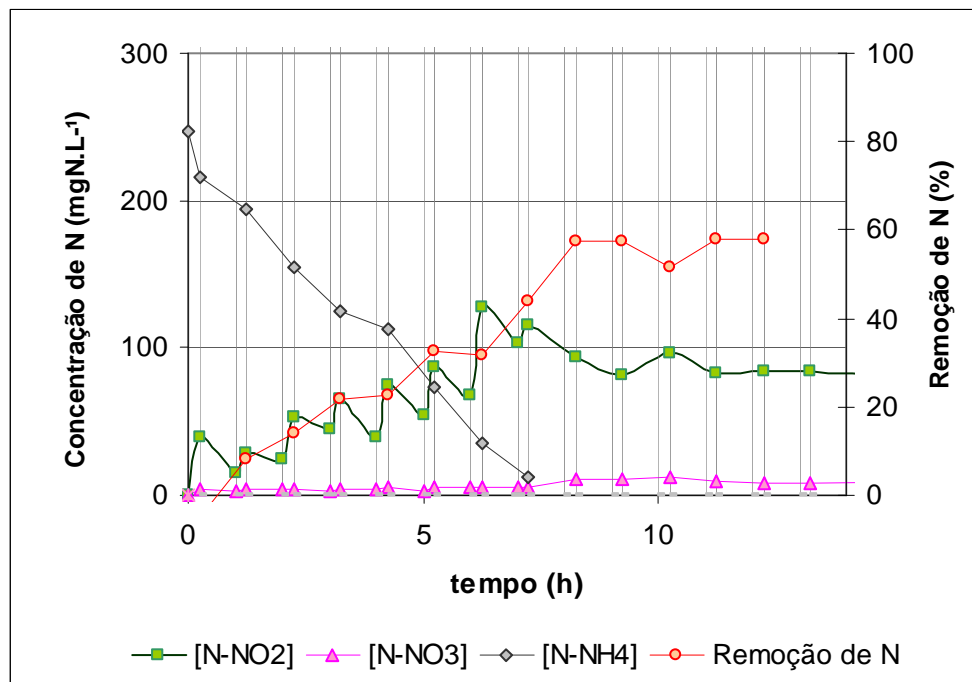


Figura 5.18: Acompanhamento das formas nitrogenadas no dia 286 de operação.

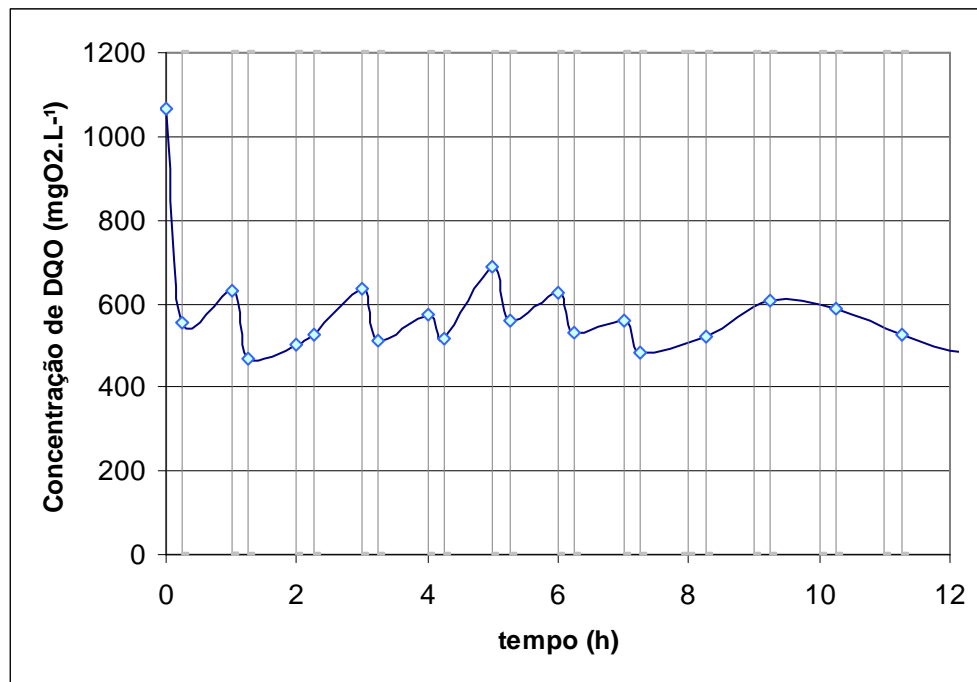


Figura 5.19: Acompanhamento da matéria orgânica no dia 286 de operação.

Novamente observa-se a oxidação da DQO no período de aerobiose, porém nesta situação, o seu valor “mínimo” é atingido logo após o primeiro período de aeração, mantendo-se “constante” até término da operação. Neste acompanhamento foi observada a presença de material suspenso, que não era retido em filtro 0,44mm em todas as amostras. Portanto, acredita-se que as análises de DQO tenham sofrido interferência e isso justifica seu alto valor durante todo o período de acompanhamento. Apesar da Figura 5.19 não indicar redução da DQO para a desnitrificação, um simples balanço indica a eliminação de nitrogênio, que durante as 7 horas iniciais foi de 60%, após o término do amônio reduziu mais 12,6%.

5.6 Adaptação da biomassa com 25% de efluente da suinocultura (Etapa 2 (período entre os dias 322 e 342))

Apesar de se conseguir contornar o problema do tempo de reação, outra situação estava dificultando a operação do reator. Uma aparente viscosidade no conteúdo do reator que, no final da terceira etapa apenas dificultava, na quarta etapa tornou o processo de decantação praticamente impossível, apesar de se manter a substituição do meio sintético em

apenas 25%. Acredita-se que esta mudança tenha sido consequência da alta concentração de matéria orgânica presente no meio.

Tendo em vista as várias possibilidades de operação de um reator do tipo SBR, adotou-se a estratégia de alimentação ainda em batelada, porém dividida em 2 vezes. A primeira alimentação (com aproximadamente $250\text{mgN-NH}_4^+.\text{L}^{-1}$) se dava logo no início do processo e a segunda alimentação (com os $250\text{mgN-NH}_4^+.\text{L}^{-1}$ restantes) após o término do quinto período de aeração, ou seja, no período anóxico de modo a permitir a desnitrificação do nitrito acumulado na primeira etapa de alimentação. Com isso pretendia-se melhorar o processo de decantação através da redução do choque em termos de matéria orgânica, objetivo este alcançado logo no primeiro dia após a mudança. A partir desta etapa a concentração celular foi mantida em valores próximos a $4\text{gSST}.\text{L}^{-1}$.

O acompanhamento das formas nitrogenadas e matéria orgânica está apresentado nas Figuras 5.20 e 5.21.

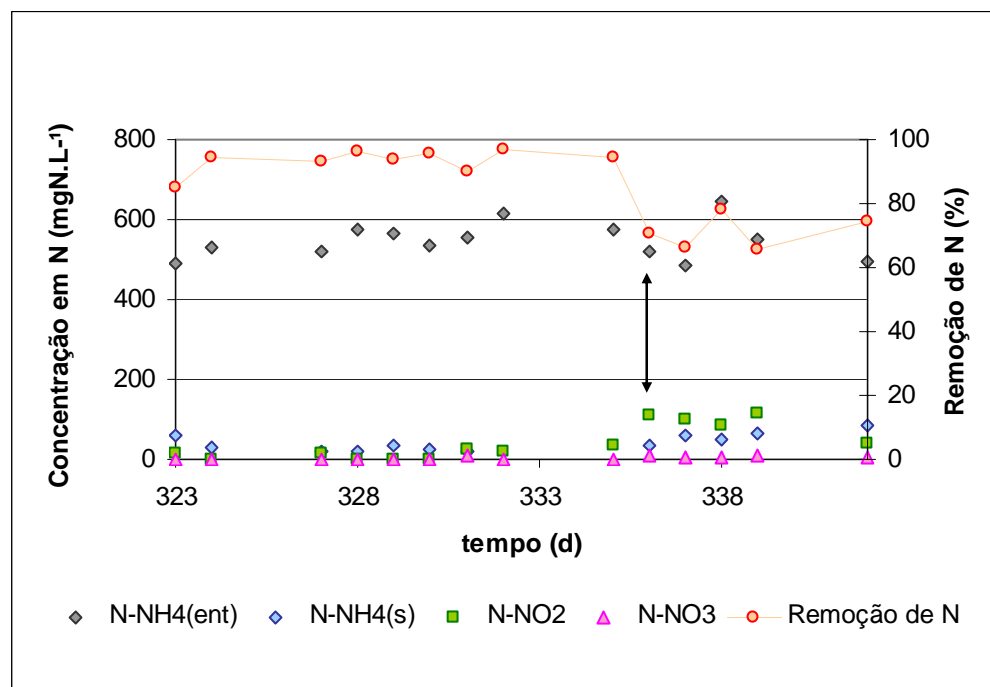


Figura 5.20: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio entre os dias 323 e 342 de operação.

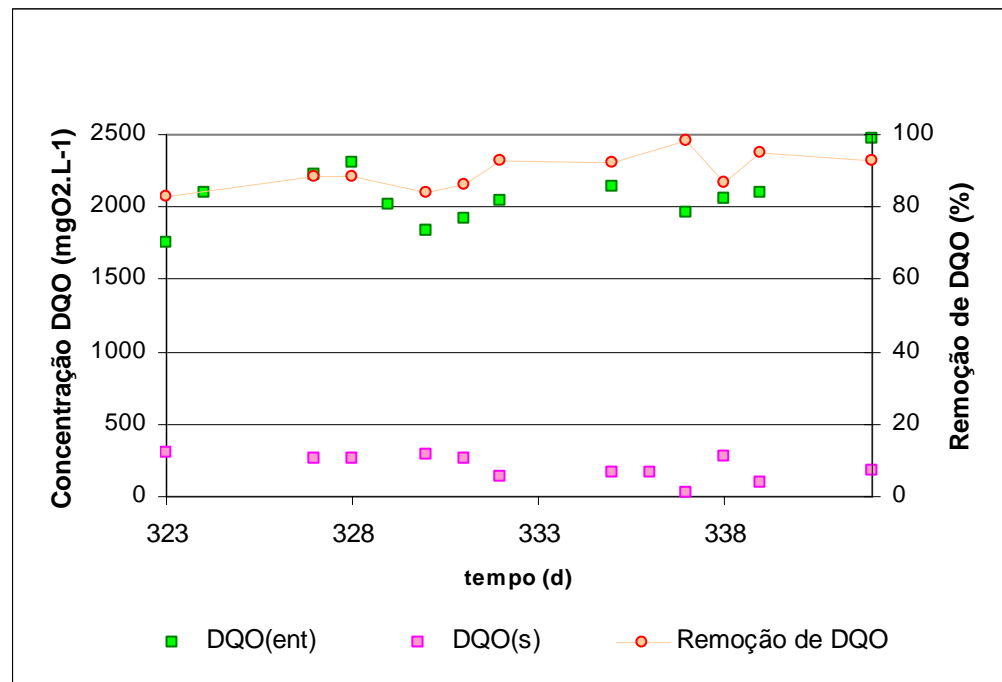


Figura 5.21: Valores das concentrações de DQO e da remoção de DQO entre os dias 323 e 342 de operação.

Observa-se que até o dia 335 houve um relativo aumento em termos de remoção de nitrogênio apresentando uma média de 93% de remoção. A remoção de matéria orgânica permaneceu em 87%, não apresentando mudanças significativas.

No dia 336 (seta em destaque na Figura 5.20) pôde-se observar uma certa mudança no comportamento, principalmente das formas nitrogenadas. Isso ocorreu devido a um acompanhamento isolado (testes adicionais efetuados) realizado no próprio reator. Neste teste foram separados os eventos de remoção de nitrogênio na forma amoniacal e remoção de matéria orgânica, a fim de avaliar a atividade específica das bactérias autotróficas e heterotróficas, e avaliar a relação de DQO consumida e nitrito reduzido a N₂ em um período anóxico.

Em um primeiro experimento alimentou-se o reator somente com nitrogênio na forma amoniacal (500mgN-NH₄⁺.L⁻¹), operou-se em aeração intermitente e, com a concentração de amônio atingindo valores em torno de 29mgN-NH₄⁺.L⁻¹, adicionou-se DQO na forma de acetato de sódio (500mgO₂.L⁻¹), no início de um período aerado. Os resultados podem ser observados nas Figuras 5.22 e 5.23.

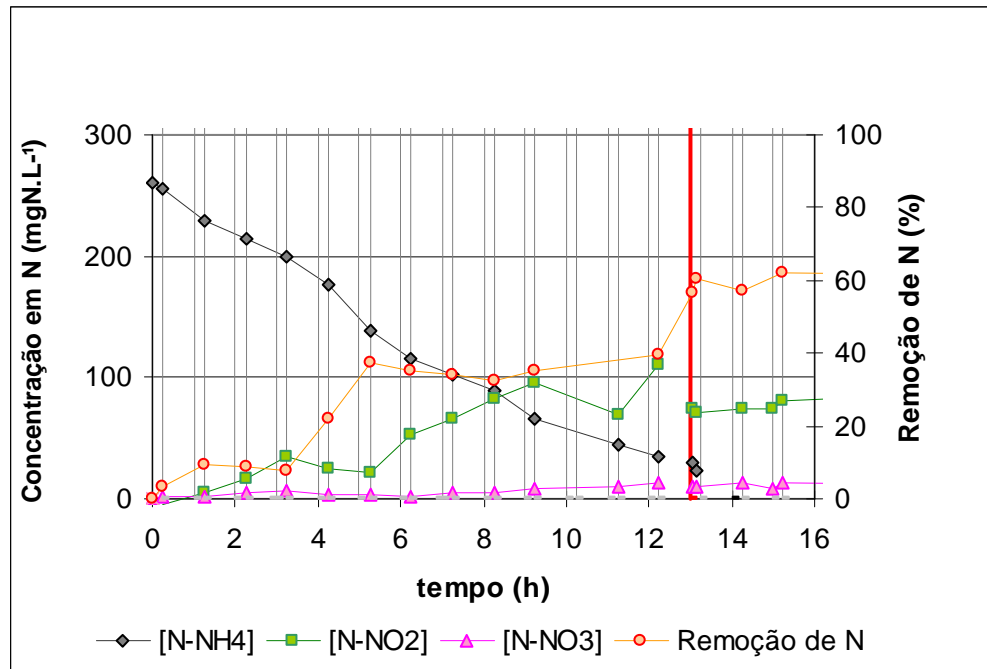


Figura 5.22: Acompanhamento das formas nitrogenadas no dia 336 de operação, com adição de DQO no ponto em destaque.

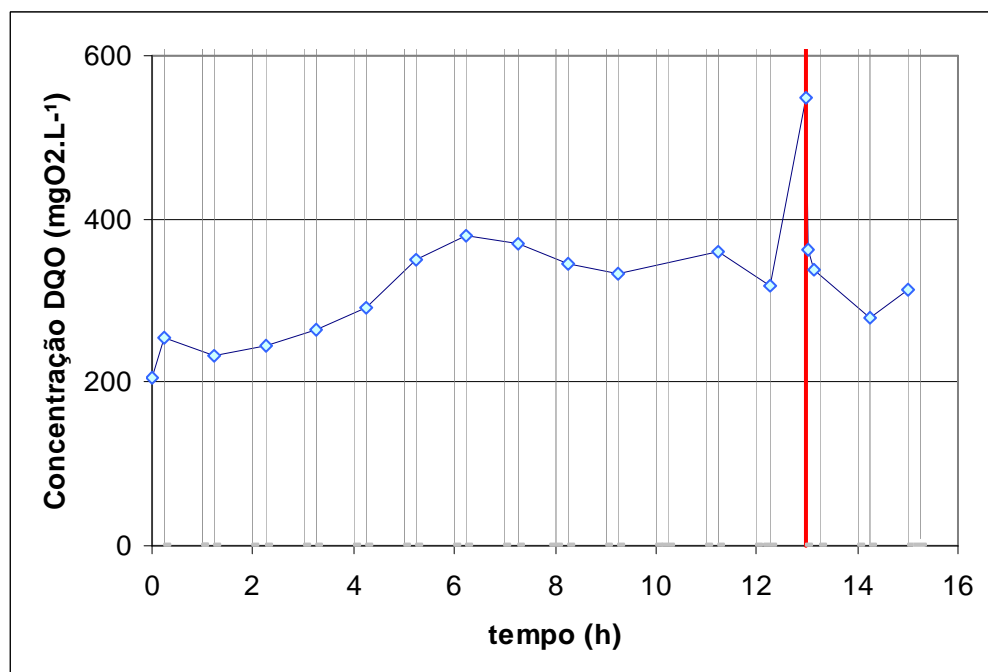


Figura 5.23: Acompanhamento da matéria orgânica no dia 336 de operação, com adição de DQO no ponto em destaque.

Vale lembrar que a DQO presente do instante zero até o ponto de 12 horas é a DQO remanescente da batelada anterior, que era de aproximadamente $200 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ e, possivelmente, não facilmente biodegradável. Mais uma vez o aumento nos valores de DQO observado durante o acompanhamento é resultado da presença de materiais não retidos em filtro $0,44\text{mm}$.

Observa-se que houve eliminação de N_2 (40%) durante toda a primeira etapa mesmo sem adição de DQO. Este fenômeno pode ser explicado como resultado de um conjunto de reações entre ciclo do NO_x , apresentado no capítulo de revisão bibliográfica, consumo de DQO de PHB acumulado nas células, ou ainda frações de DQO que vão se solubilizando e, portanto, poderiam ser utilizadas.

Para um melhor entendimento do processo ocorrido, os dados das Figuras 5.22 e 5.23 foram analisados juntamente com um gráfico de atividade específica em função da concentração de amônio. Vale ressaltar que os dados de atividade foram tomados ao final de cada fase aerada e que a análise do gráfico deve seguir a direção da direita para a esquerda. Estes podem ser observados na Figura 5.24.

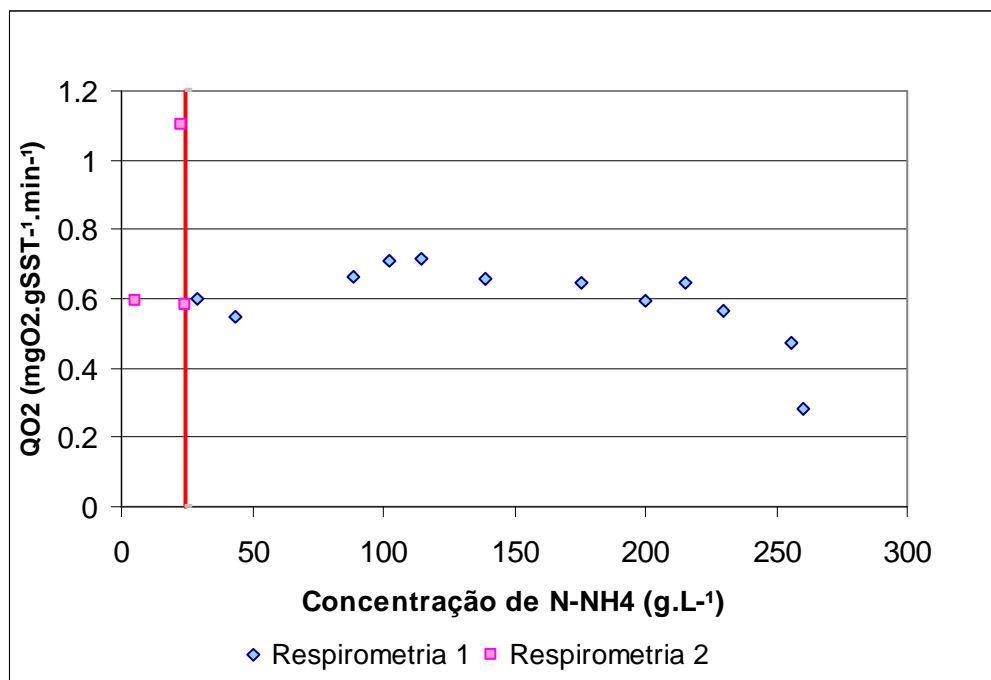


Figura 5.24: Acompanhamento da respirometria do dia 336, onde a respirometria 1 indica a alimentação somente com N-NH_4 e a respirometria 2 indica o período após a adição de DQO.

Os pontos em azul da Figura 5.24 correspondem a respirometria na presença apenas de amônio, enquanto que os pontos em rosa correspondem a respirometria após a adição de

acetato de sódio. Estas determinações foram ao final de cada fase aerada. Observa-se que, após um período de aproximadamente 12 horas sem aerar (período que separa o término do amônio de uma batelada até a próxima alimentação) e contando com $560 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$ no meio de alimentação, as bactérias oxidadoras de amônio não apresentam atividade máxima. A atividade parece atingir o patamar máximo somente após o terceiro ciclo de aeração (terceiro valor de QO_2 da direita para a esquerda, no sentido de redução da concentração de amônio). Este comportamento diverge grandemente do observado por Zdradek, 2005, a qual observou um imediato retorno à máxima velocidade de respiração, após um período anóxico de 45 min. Isto pode ser devido à ausência de aeração por um intervalo maior, ou seja, pelo intervalo de 10 horas. Este valor máximo permaneceu constante até concentrações inferiores a $50 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$.

É curioso observar que, os dados respirométricos que antes da adição de DQO permaneciam no mesmo patamar, após a adição de DQO teve sua tendência alterada. Nota-se que no primeiro ponto em rosa à esquerda da linha em destaque, tomado após 2 minutos da adição de DQO, as bactérias heterotróficas ainda estão com baixa atividade, porém após 10 minutos de aeração a atividade atinge um valor de $1,18 \text{ mgO}_2 \cdot \text{gSST}^{-1} \cdot \text{min}^{-1}$, valor este não alcançado em nenhum momento quando somente o amônio se fazia presente. Assim, apenas um período 15 minutos de aeração foi suficiente para que toda a DQO facilmente biodegradável fosse consumida (como pode ser observado na Figura 5.24 nos dois pontos à esquerda da marcação para o destaque da adição de DQO). Este fato é diferente do observado por Zdradek (2005), a qual mostrou que as heterotróficas demoram mais para atingir respiração plena após período anóxico. Ficando claro que o comportamento da biomassa depende das condições a elas impostas.

Outro teste foi realizado separando-se os eventos de remoção de nitrogênio e remoção de matéria orgânica. A adição de DQO continuou sendo realizada a baixas concentrações de amônio, porém, na fase anóxica. Os resultados obtidos podem ser observados nas Figuras 5.25 e 5.26.

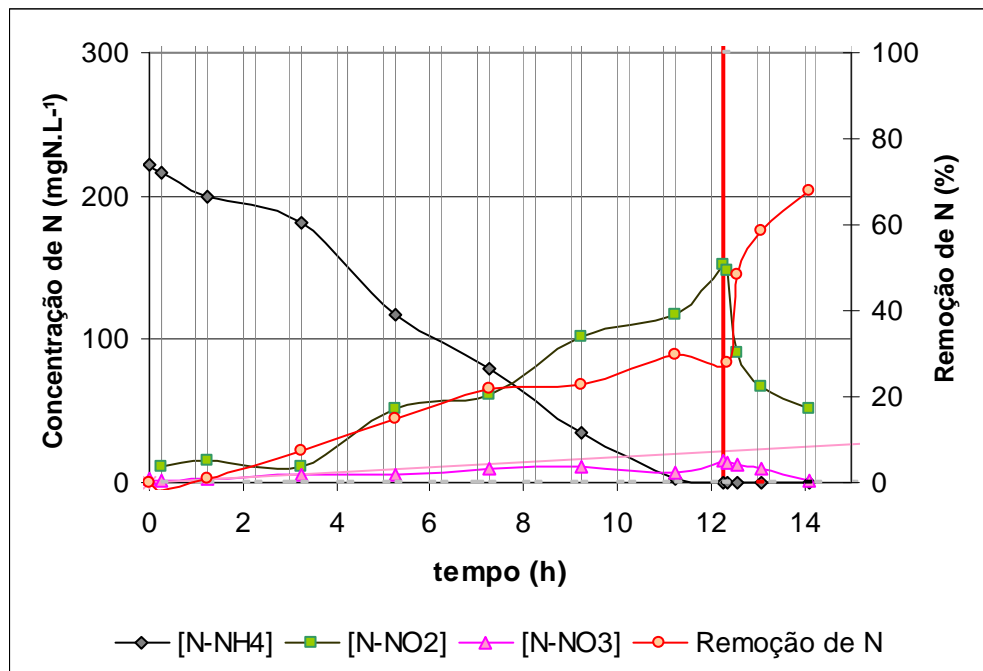


Figura 5.25: Acompanhamento das formas nitrogenadas no dia 338 de operação, com adição de DQO no ponto em destaque.

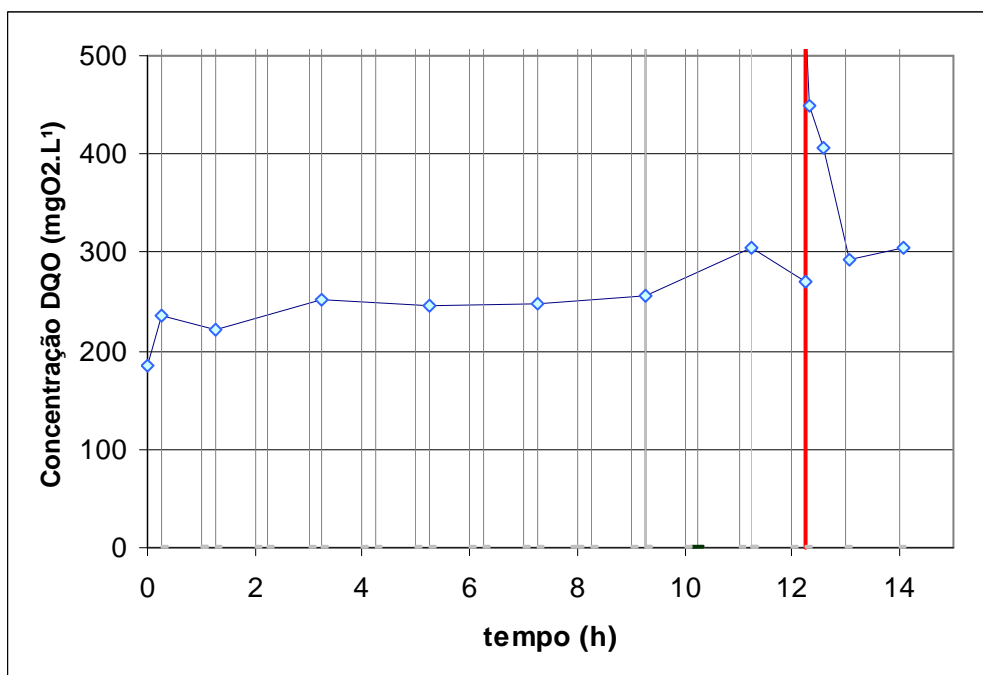


Figura 5.26: Acompanhamento da matéria orgânica no dia 338 de operação, com adição de DQO no ponto em destaque.

Ao término do amônio, nota-se que cerca de 30% do N-NH_4^+ convertido a N-NO_2^- foi removido do sistema e, portanto, novamente a possibilidade consumo de PHB, acumulado pelas bactérias redutoras de nitrito, estar ocorrendo se torna bastante possível.

Um acompanhamento dos compostos nitrogenados e da DQO feito após a adição do acetato de sódio no período anóxico, revela que $100,1 \text{ mgN-NO}_2^- \cdot \text{L}^{-1}$ e $231,63 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ foram removidos. Isso resulta em uma razão de $2,31 \text{ DQO/N-NO}_2^-$, resultado bastante razoável se comparado com a estequiometria apresentada na Equação 34 (item 5.4 pg50), a qual prevê uma relação de 2,67.

5.7 Adaptação da biomassa com 50% de efluente da suinocultura (período entre os dias 343 e 365)

Com a solução do problema de decantação e o estabelecimento do processo para 25% de substituição, o próximo passo foi o aumento de nitrogênio na forma amoniacal proveniente do efluente, mantendo-se a alimentação dividida em duas vezes. Nesta etapa $250 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$ foi proveniente do efluente, os $250 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$ restante foi do meio proposto por Campos et. al. (1999) e a alimentação passou a não receber mais complemento em matéria orgânica, contando apenas com a DQO presente naturalmente no meio.

O comportamento apresentado pelo reator pode ser observado através das Figuras 5.27 e 5.28.

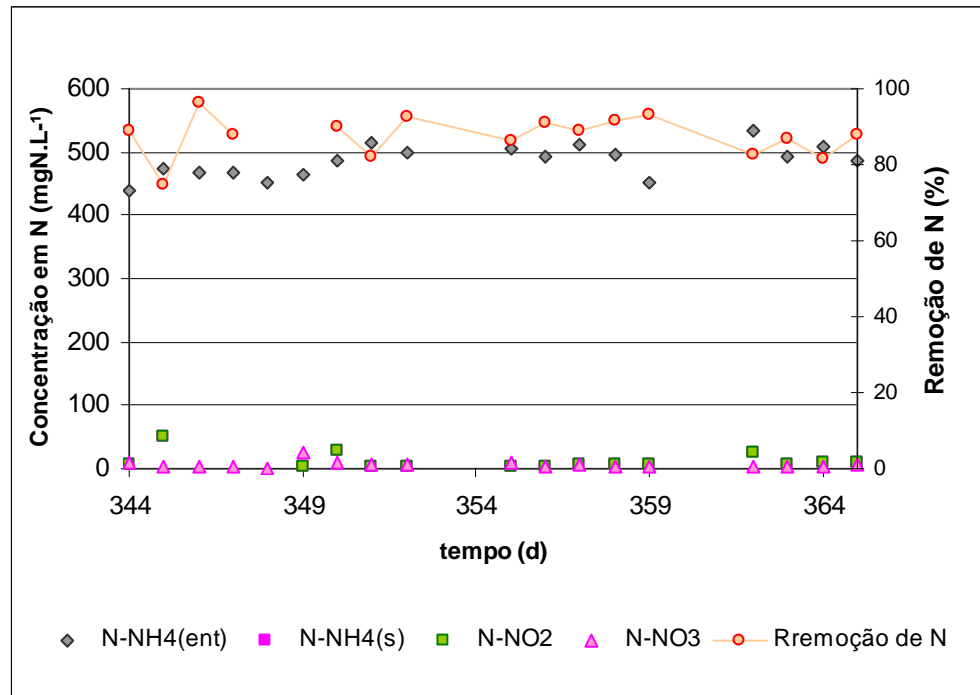


Figura 5.27: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, entre os dias 343 e 365 de operação.

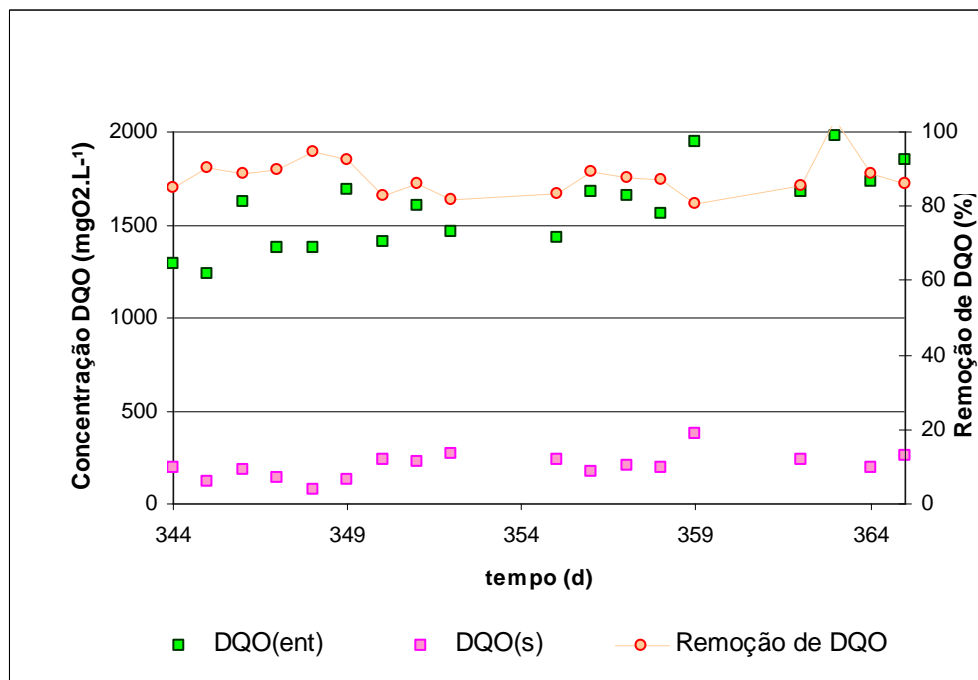


Figura 5.28: Valores das concentrações de DQO e da remoção de DQO entre os dias 343 e 365 de operação.

Durante este período as formas nitrogenadas N-NO_2^- e N-NO_3^- se mantiveram em baixos níveis de concentração. O amônio remanescente foi em média de $12,04 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$, e a eficiência de remoção do sistema ficou em torno de 87,9% para o nitrogênio e 88% para a DQO.

Foi realizado um acompanhamento desta etapa e os dados obtidos estão apresentados nas Figuras 5.29, 5.30 e 5.31.

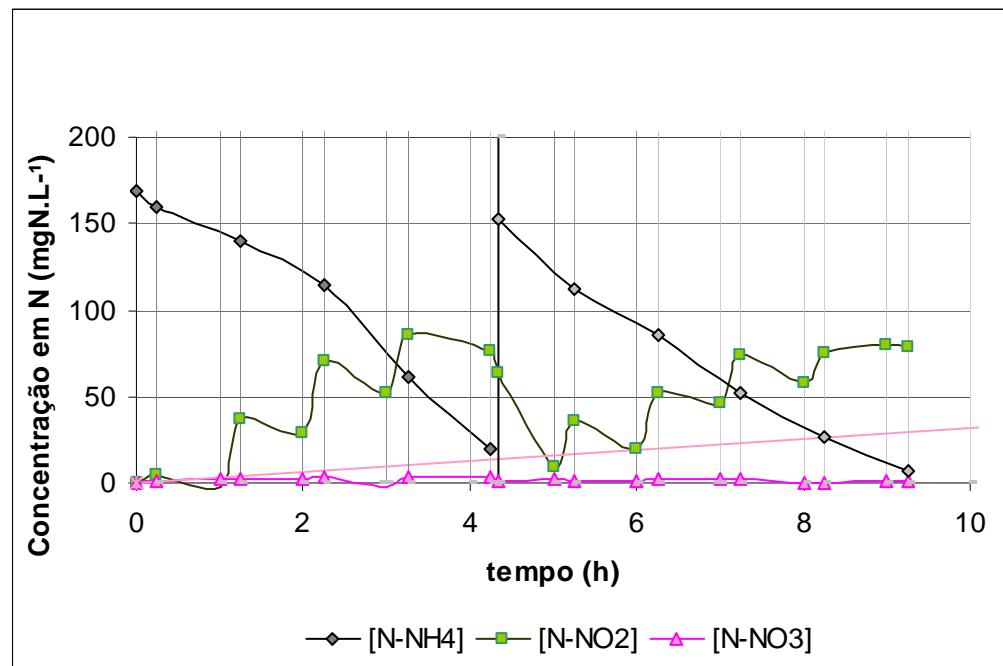


Figura 5.29: Acompanhamento das formas nitrogenadas no dia 364 de operação.

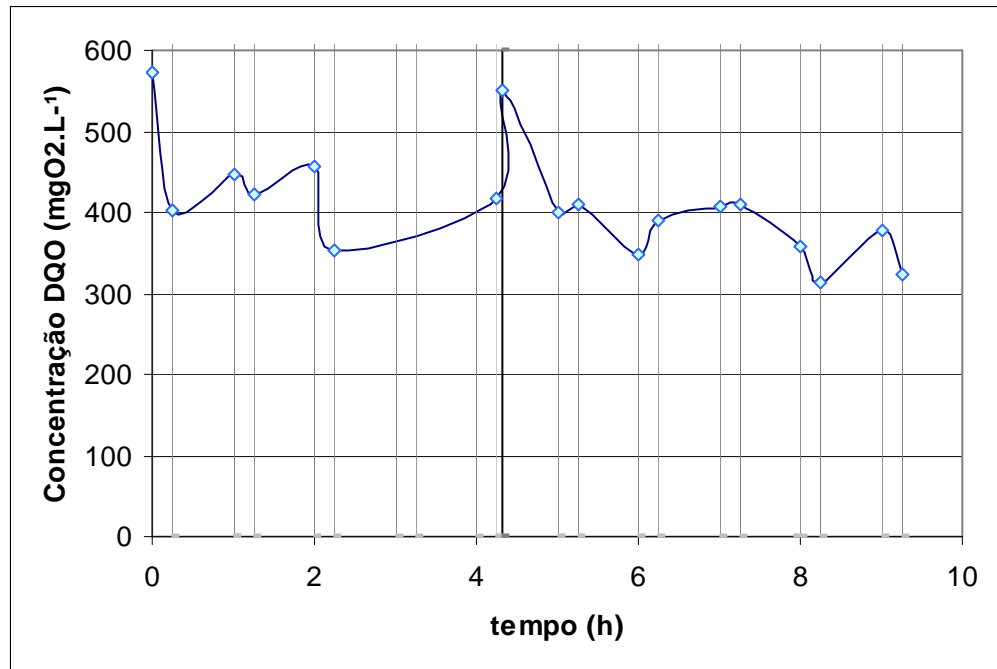


Figura 5.30: Acompanhamento da matéria orgânica no dia 364 de operação.

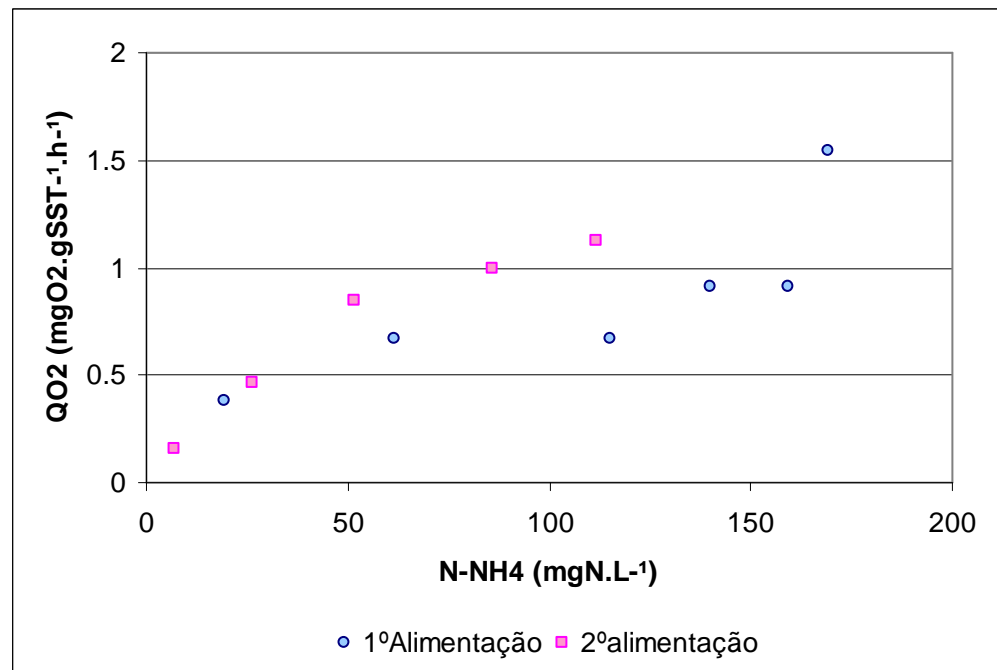


Figura 5.31: Acompanhamento da respirometria do dia 364.

A primeira adição se dava no início da primeira fase aerada e a segunda ao término da quinta fase aerada. Lembrando que apesar de estar operando o reator com duas alimentações desde o dia 323 de operação, nenhum acompanhamento foi realizado antes do dia 364.

Após 4 horas de ciclos com e sem aeração, cerca de $76,6 \text{ mgN-NO}_2^- \cdot \text{L}^{-1}$ foi acumulado, enquanto que praticamente todo o amônio disponível foi oxidado. A segunda alimentação, realizada na fase anóxica, permite que o nitrito disponível seja reduzido a nitrogênio gasoso através da oxidação da matéria orgânica presente. De fato, ao final desta primeira fase anóxica resta $8,68 \text{ mgN-NO}_2^- \cdot \text{L}^{-1}$ dos $76,6 \text{ mgN-NO}_2^- \cdot \text{L}^{-1}$ iniciais. Novamente comparando com a DQO oxidada na quarta hora da Figura 5.30 a relação estequiométrica fica em 2,23 DQO/N- NO_2^- , o que é bastante razoável se comparado aos 2,67 da estequiometria da Equação 34 (item 5.4 pg 50).

Os pontos em azul da Figura 5.31 são os dados respirométricos referentes à primeira alimentação, enquanto que os pontos em rosa são os dados da segunda alimentação. O maior valor de atividade específica encontrado foi no primeiro ponto da primeira alimentação. Conforme já foi observado no experimento anteriormente realizado, a presença de alta concentração de DQO, aliada à presença de oxigênio, resulta em uma alta atividade aeróbia específica em função das bactérias heterotróficas principalmente. O que de fato é comprovado porque com o término da DQO facilmente biodegradável os valores de QO_2 permaneceram em um patamar em torno de $0,8 \text{ mgO}_2 \cdot \text{gSST}^{-1} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{min}^{-1}$ até concentrações de $50 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$, sendo que para concentrações menores de N-NH_4^+ os valores de QO_2 tenderam a cair.

5.8 Adaptação da biomassa com 75% de efluente da suinocultura (período entre os dias 366 e 397)

O próximo passo dado foi o aumento para 75% de amônio em efluente real, assim $125 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$ vinha do meio sintético enquanto que o efluente contribuía com os $375 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$ restante e 100% da DQO presente no sistema. Os dados obtidos nesta etapa estão apresentados a seguir nas Figuras 5.32 e 5.33.

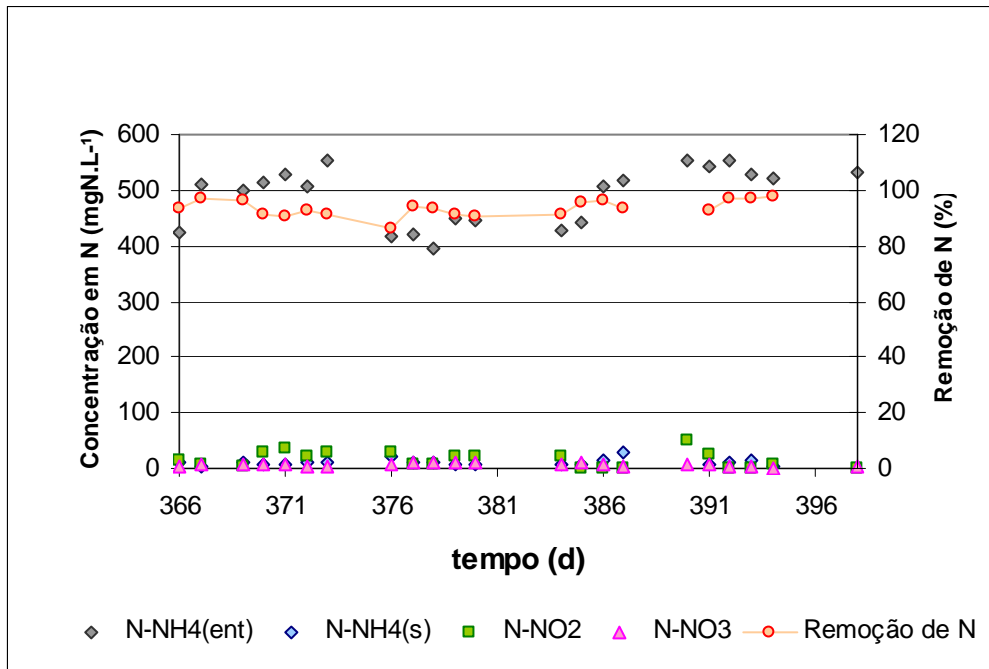


Figura 5.32: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, entre os dias 366 e 397 de operação.

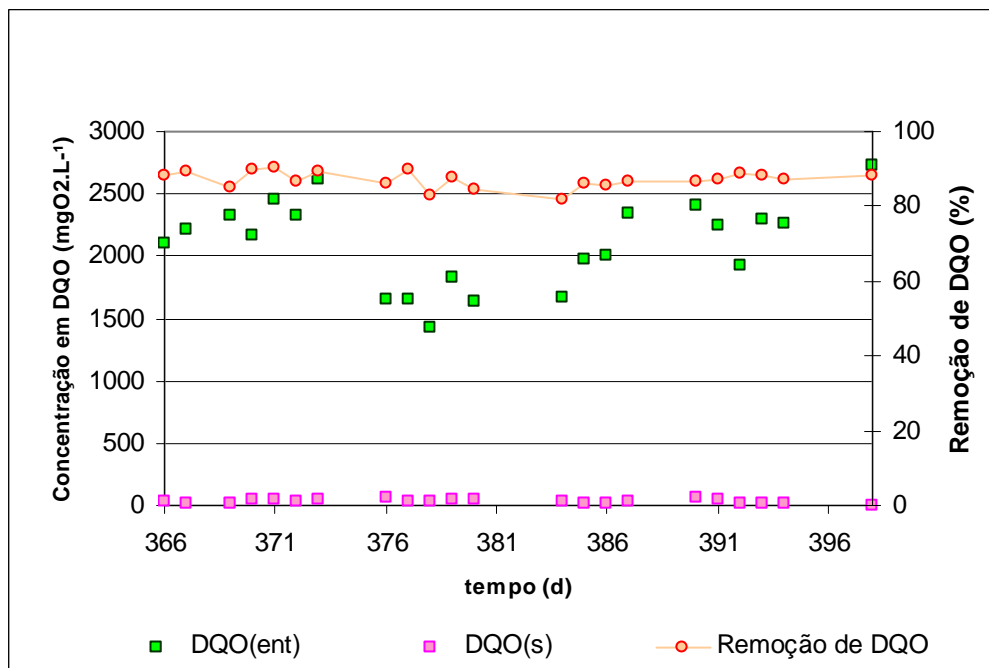


Figura 5.33: Valores das concentrações de DQO e da remoção de DQO entre os dias 366 e 397 de operação.

As variações nas concentrações de entrada, tanto de amônio como de DQO se devem a flutuações naturais que o efluente pode apresentar, porém, certa estabilidade pode ser observada na saída das formas nitrogenadas e da DQO durante toda esta fase.

O percentual de remoção girou em torno de 93,4% e 87,1% para o nitrogênio e DQO respectivamente. Tendo em média de $10,7 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$ remanescente.

No dia 392 foi realizado um acompanhamento das formas nitrogenadas e da matéria orgânica, os resultados podem ser observados na Figura 5.34, 5.35 e 5.36.

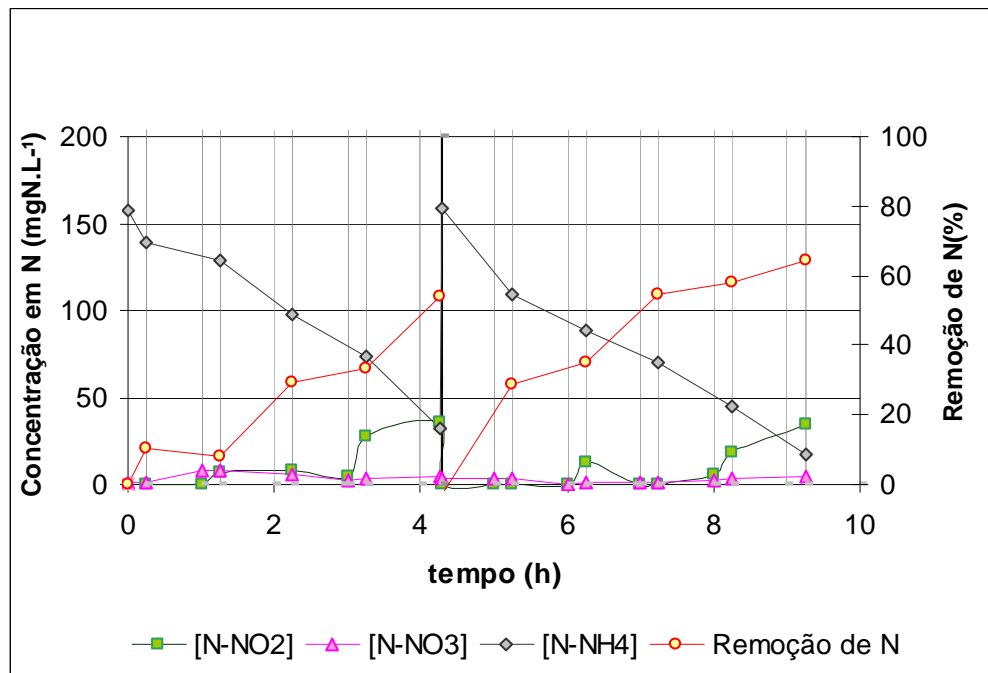


Figura 5.34: Acompanhamento das formas nitrogenadas no dia 392 de operação.

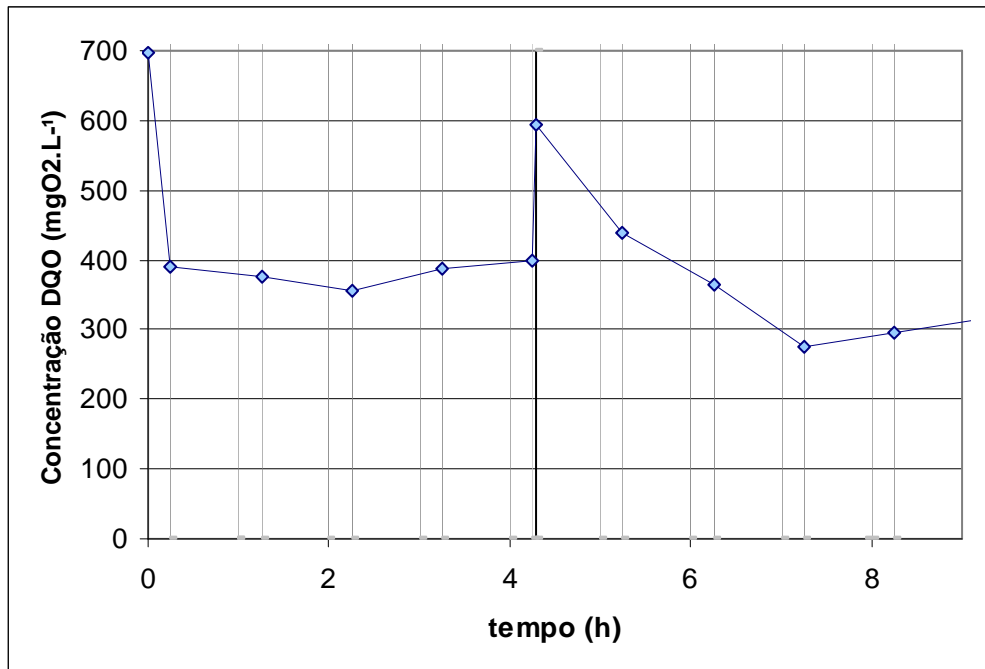


Figura 5.35: Acompanhamento da matéria orgânica no dia 392 de operação.

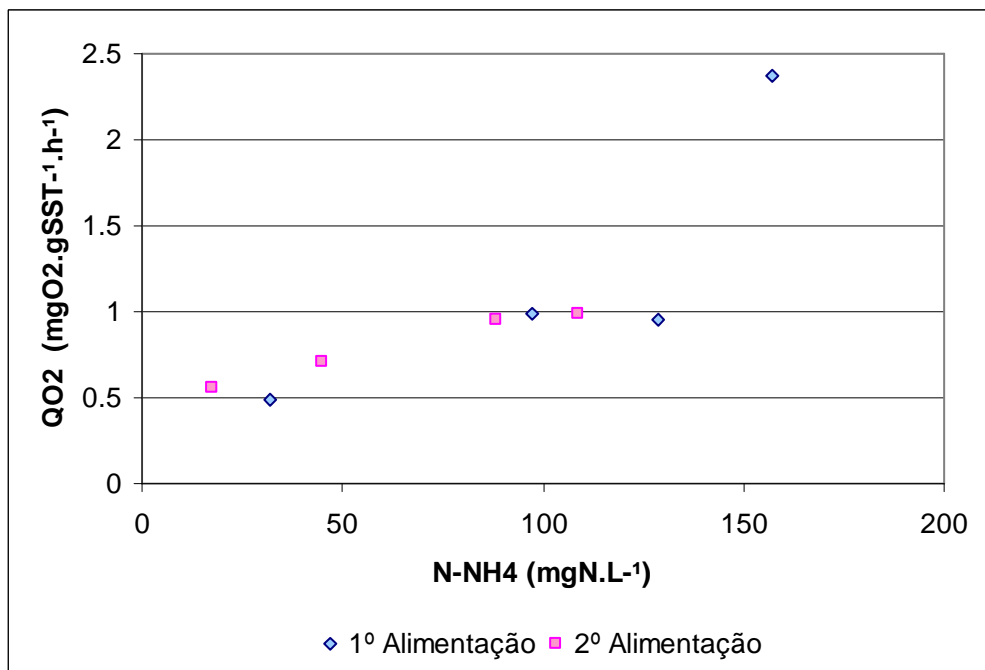


Figura 5.36: Acompanhamento da respirometria do dia 392.

No decorrer da cinética foi observada uma relativa baixa formação de nitrito. Na primeira etapa ocorreu uma eliminação de 34% e durante a segunda etapa mais 54%. Apesar de não ter sido feito um acompanhamento após a nona hora, observações durante outros dias

desta etapa permitem garantir que, praticamente, todo o nitrito acumulado foi reduzido durante o período de anaerobiose que antecede a batelada seguinte.

Analisando a Figura 5.36, novamente é visto que a presença de DQO no período de aerobiose leva a um valor de atividade aeróbia específica mais elevada que no restante do processo. Neste caso em particular atingiu-se o valor de $2,37 \text{ mgO}_2.\text{gSST}^{-1}.\text{L}^{-1}.\text{min}^{-1}$ Para concentrações acima de $50 \text{ mgN-NH}_4^+.\text{L}^{-1}$ e em ausência de DQO facilmente degradável o QO_2 apresentou valores em torno de $1 \text{ mgO}_2.\text{gSST}^{-1}.\text{h}^{-1}$ e abaixo de $50 \text{ mgN-NH}_4^+.\text{L}^{-1}$ o QO_2 sofreu uma ligeira queda, como observado anteriormente.

5.8 Adaptação da biomassa com 100% de efluente da suinocultura (período entre os dias 398 e 425)

Com a estabilidade alcançada partiu-se para a última etapa, na qual segundo a Tabela 5.1, ocorreu a contribuição do efluente com $500 \text{ mgN-NH}_4^+.\text{L}^{-1}$ e portanto, ainda contando com alguma diluição para se alcançar a concentração desejada. Os dados obtidos estão nas Figuras 5.37 e 5.38.

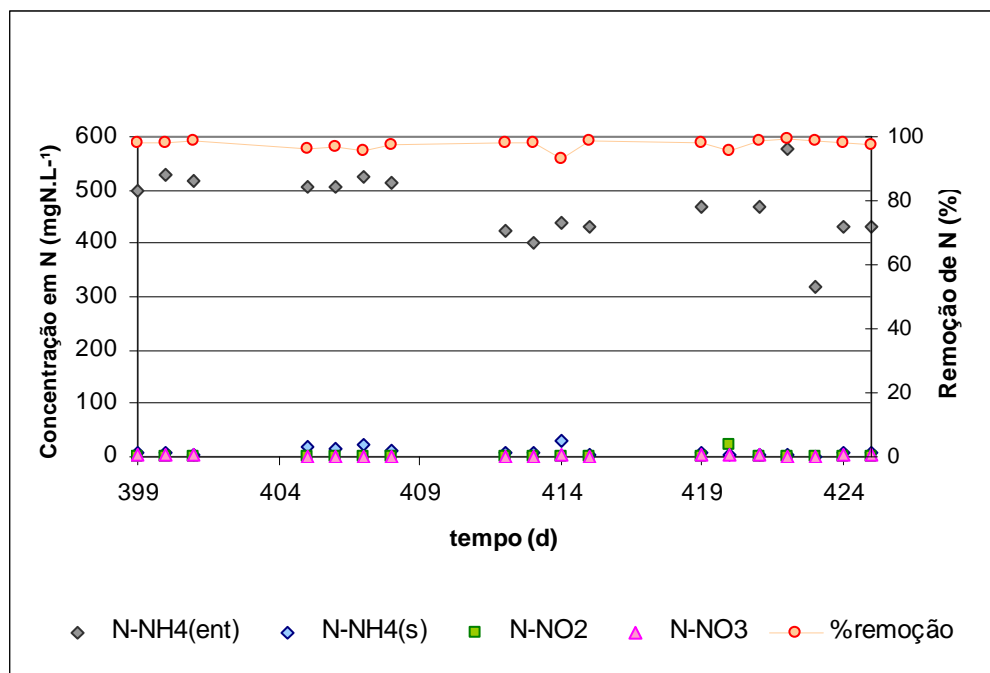


Figura 5.37: Valores das concentrações de amônio, nitrito, nitrato e da remoção de nitrogênio, entre os dias 398 e 425 de operação.

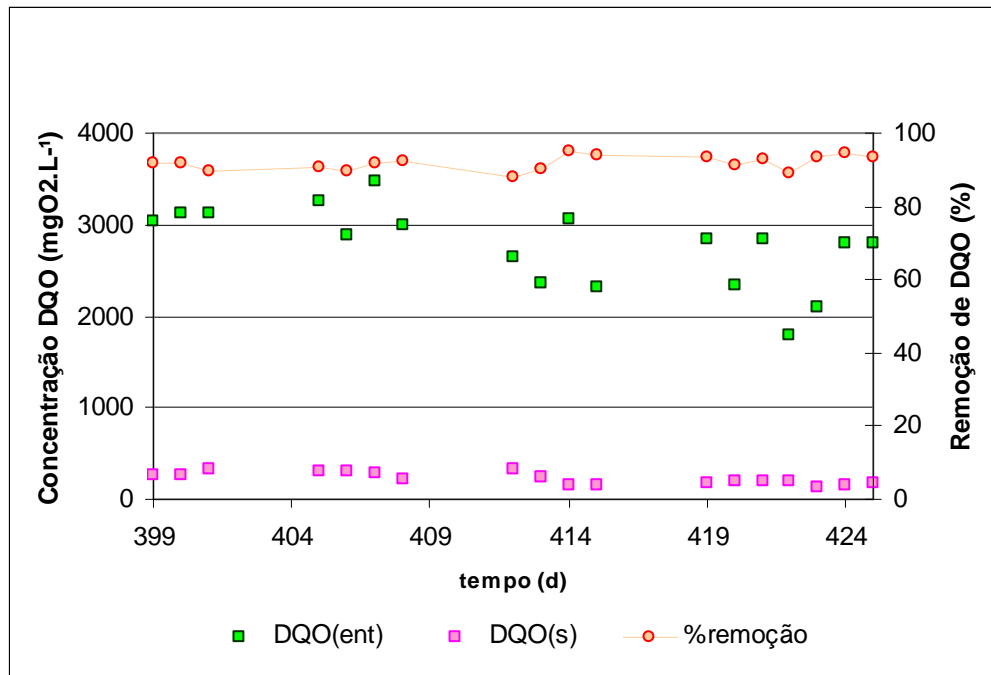


Figura 5.38: Valores das concentrações de DQO e da remoção de DQO entre os dias 398 e 425 de operação..

Novamente, observam-se variações nas concentrações de entrada, porém tanto os compostos nitrogenados quanto a DQO de saída apresentaram valores estáveis durante todo o período de acompanhamento.

A eficiência em termos de remoção obteve média de 97,46% e 91,85% em nitrogênio e DQO respectivamente. A média de amônio remanescente girou em torno de 9,33 mgN-NH₄⁺.L⁻¹ e a DQO em 224,09 mgO₂.L⁻¹. Valores estes bastante satisfatórios.

Uma cinética de acompanhamento foi realizada no dia 420 de operação e os resultados obtidos estão apresentados nas Figuras 5.39, 5.40 e 5.41 a seguir.

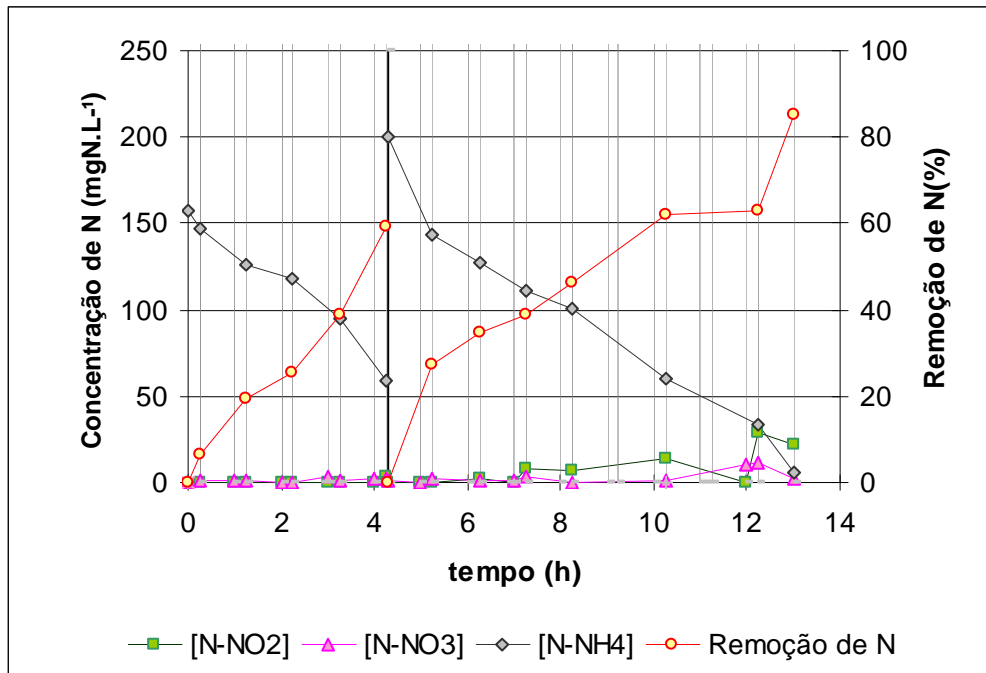


Figura 5.39: Acompanhamento das formas nitrogenadas no dia 420 de operação.

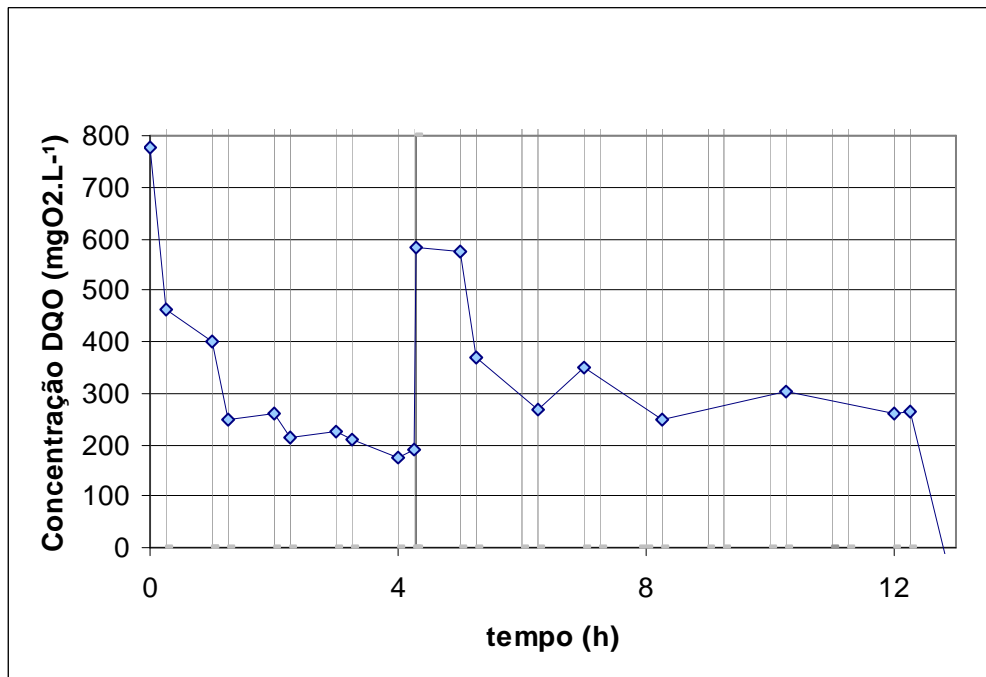


Figura 5.40: Acompanhamento da matéria orgânica no dia 420 de operação.

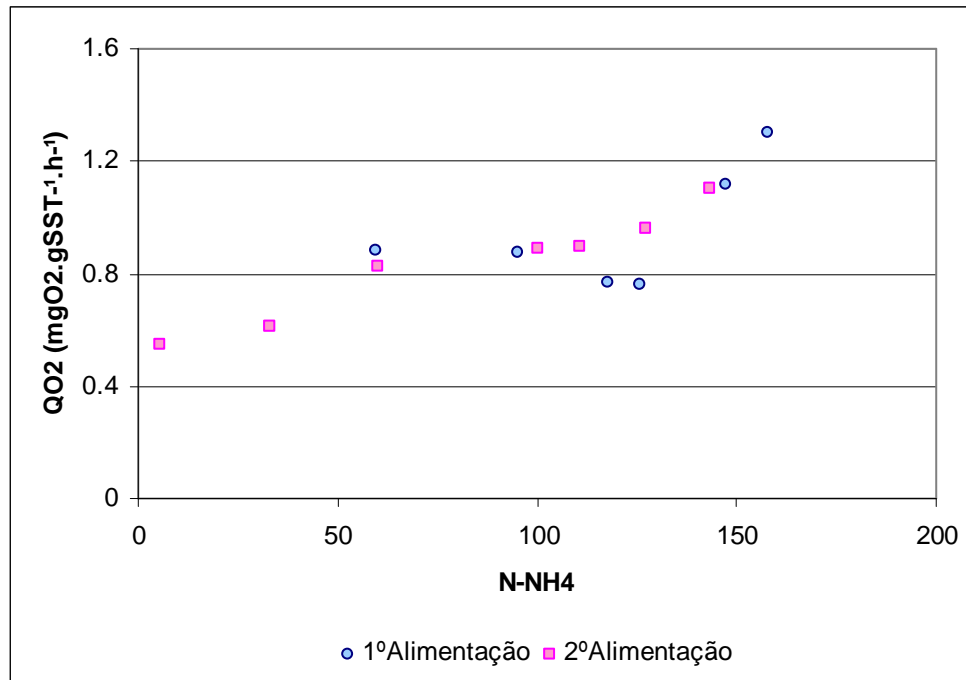


Figura 5.41: Acompanhamento da respirometria do dia 420.

A partir da Figura 5.39 observa-se um pequeno acúmulo de nitrito ao final de 13 horas, porém durante o período de anaerobiose que sucede o término do amônio este é praticamente todo reduzido a N_2 , como ocorreu em toda a etapa (Figura 5.37), onde os níveis de $N-NO_2$ permaneceram praticamente zero.

Nesta situação em particular o comportamento do sistema se mostrou um pouco diferente em relação às cinéticas anteriores. Isso ocorreu, pois alguns problemas com o agitador dois dias antes da realização do acompanhamento, tornou necessária a retirada de sobrenadante sem que a decantação ocorresse de forma satisfatória.

A fim de se manter a concentração celular próxima a $4gSST.L^{-1}$ o retorno de células ocorreu no dia do acompanhamento. O retorno de cerca de $2gSST.L^{-1}$ fez com que o consumo tanto do amônio quanto da matéria orgânica ocorresse a uma velocidade menor durante o período da primeira alimentação. Além disso, a respirometria comprova o fato. Observa-se que na primeira alimentação os dois primeiros pontos em azul (da direita para esquerda) apresentam valores mais altos, ou seja, foram necessários mais de um período aerado para que a DQO facilmente biodegradável fosse consumida. Vale salientar que apesar de apresentar dois pontos com valores mais elevados de QO_2 , estes foram mais baixos que os apresentados nas cinéticas anteriores. Isso mostra que esse período sem aeração e alimentação, das células retiradas do sistema, acabou inibindo-as de certa forma.

Com relação à matéria orgânica, nenhum consumo foi detectado no primeiro período anóxico pois o nível de N-NO_2^- se manteve baixo, este foi consumido de forma majoritária durante os períodos aerados que sucederam a batelada.

A concentração celular durante a quarta etapa chegou a alcançar valores próximos a $8,5 \text{ gSST.L}^{-1}$ (etapa 4-1), ponto a partir do qual decidiu-se realizar um retorno parcial de células, de forma a reduzir a concentração celular e, com isso, facilitar o processo de decantação (Figura 5.42).

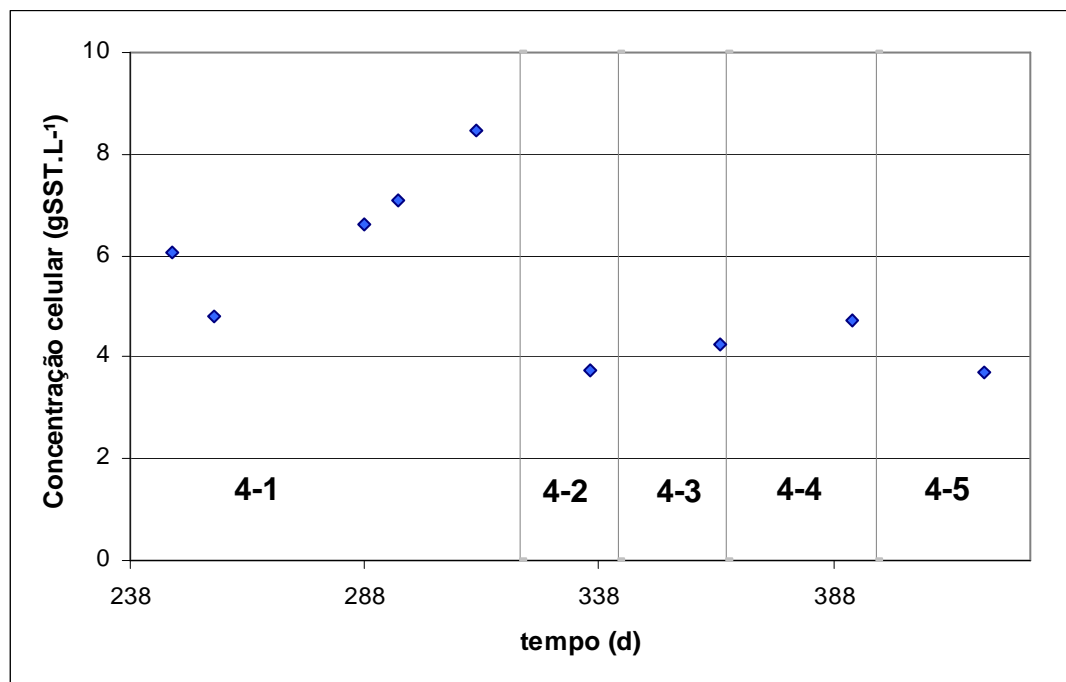


Figura 5.42: Concentração celular em função do tempo para etapa de adaptação da biomassa ao efluente da suinocultura.

O retorno parcial de células foi realizado até que se alcançasse valores próximos a 4 gSST.L^{-1} , retirando-se em média $0,45 \text{ gSST/d}$ juntamente com o sobrenadante, ou seja, as células que saíam com o sobrenadante não eram retornadas para o sistema.

5.9 Velocidade específica de consumo de amônio

Sabendo que a velocidade específica de consumo de amônio é a quantidade de amônio consumido em um determinado intervalo de tempo por uma determinada concentração celular; que nas figuras apresentadas é frequente a redução da concentração de amônio de

forma linear ($dS/dt = \text{constante} = \text{coeficiente angular da reta definida}$) e, ainda, que em um pequeno intervalo de tempo, com o baixo consumo de substrato, pode-se considerar que a concentração celular não varia significativamente, é possível se obter um perfil de velocidade específica de consumo de amônio durante todo o processo de adaptação (Figura 5.43).

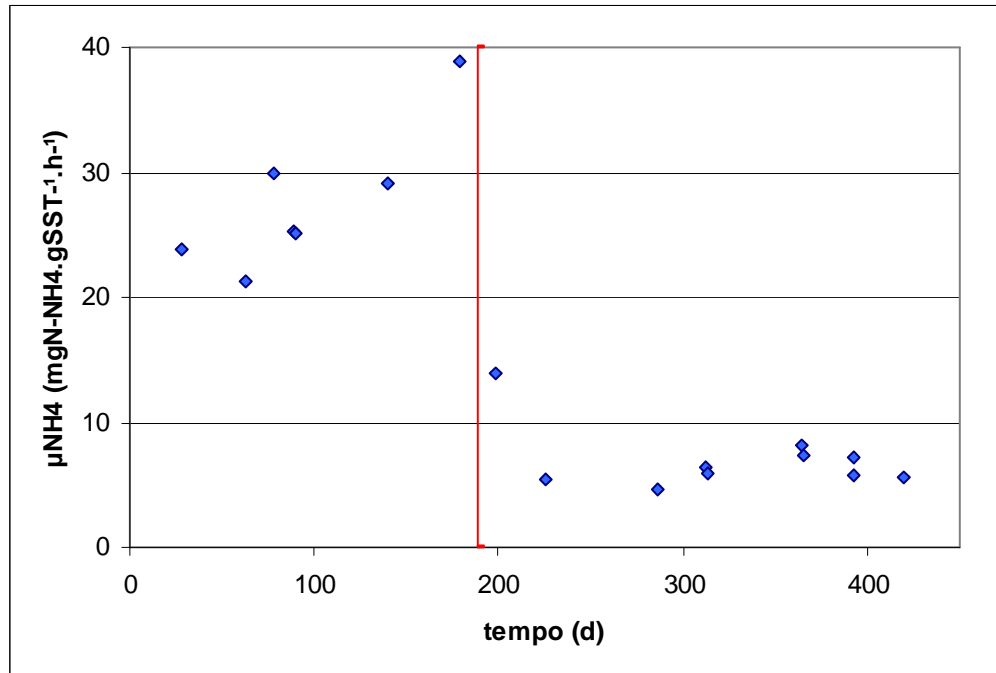


Figura 5.43: Valores de velocidade específica de consumo de amônio

Vale ressaltar que a primeira parte do gráfico, correspondente ao intervalo entre os dias 0 a 189 de operação, onde o reator estava sendo alimentado somente com meio sintético sem a presença de DQO. Velocidades com tendência crescente desde 20 até em torno de 40 mgN-NH₄⁺.gSST⁻¹.h⁻¹ foram obtidas nesse período de adaptação.

Ao se iniciar a adição de DQO estequiométrica (primeiro ponto a direita da marcação no gráfico), a velocidade sofreu uma significativa redução e, ao se adicionar o dobro da DQO estequiométrica (dia 202 de operação), a velocidade atingiu valores em torno de 6,3 mgN-NH₄⁺.gSST⁻¹.h⁻¹, e foi mantida durante toda a etapa de adaptação ao efluente real.

A necessidade de alimentação com efluente contendo grandes concentrações de carbono e amônio, tendo que eliminá-los em um único reator, obriga a conviver com uma competição entre as bactérias heterotróficas e autotróficas. Isso acaba por ocasionar a redução da velocidade específica de consumo de amônio, sugerindo que seja melhor ter elevadas concentrações celulares (para aumento da velocidade de consumo do amônio), mas pode trazer dificuldades justamente no reciclo de células, conforme indicado no presente trabalho.

Claro está que caso o reciclo possa ser realizado por filtração, essa dificuldade não mais exista, facilitando a operação. Deve-se observar na Figura 5.43 que se conseguiu constância dessa velocidade específica de conversão de amônio durante mais de 400 dias, apesar de as heterotróficas apresentarem velocidades de crescimento significativamente mais elevadas do que as autotróficas. No entanto, pode-se imaginar que a operação por tempos mais elevados possam conduzir a dificuldades de manutenção de elevadas eficiências de remoção.

6. CONCLUSÕES

- A adaptação de uma biomassa proveniente do sistema de lodos ativados (Companhia de Saneamento do Estado de Santa Catarina - CASAN) se mostrou bastante eficiente para o processo de remoção combinada de nitrogênio e matéria orgânica em resíduos da suinocultura.
- O processo de nitrificação e desnitrificação via nitrito foi alcançado devido a várias manobras como: alimentação na forma de bateladas seqüenciais, controle de pH e temperatura e, principalmente, a limitação de oxigênio no meio por ciclos intermitentes de aeração e não aeração.
- Com exceção do momento inicial de substituição do meio sintético pelo efluente real, não houve grandes problemas operacionais, caracterizando um sistema bastante estável.
- Praticamente toda DQO facilmente biodegradável era consumida no primeiro período de aeração. Essa alta atividade das bactérias heterotróficas é comprovada através das respirometrias dos ensaios cinéticos, onde valores em torno de $2,4 \text{mgDQO.gSST}^{-1}.\text{h}^{-1}$ foram alcançados quando a DQO ainda se fazia presente no meio. Por outro lado, a atividade específica das bactérias quando praticamente não havia DQO disponível, atingiu valores máximos em torno de $1 \text{mgDQO.gSST}^{-1}.\text{h}^{-1}$.
- A presença de alta concentração de DQO no meio reduz a velocidade específica de consumo de amônio. Fato este comprovado ao se comparar os $40 \text{mgN-NH}_4^+.\text{gSST}^{-1}.\text{h}^{-1}$, quando só o amônio se fazia presente no meio, e os $6,3 \text{mgN-NH}_4^+.\text{gSST}^{-1}.\text{h}^{-1}$, quando a DQO passou a fazer parte do meio de alimentação.
- O consumo de DQO logo na primeira aeração, não impediu que a desnitrificação ocorresse em nenhuma das fases, o que nos leva a crer que as bactérias estariam consumindo os polihidroxicanoatos que foram produzidos enquanto havia grande disponibilidade de DQO.

7. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- Aumentar gradativamente a concentração do meio de alimentação de forma a não se fazer mais o uso da diluição.
- Operar o reator por um tempo maior, e analisar possíveis alterações na eficiência de remoção do sistema.
- Utilizar filtros para auxiliar a retirada do efluente tratado e avaliar a eficiência do sistema com a manutenção de maiores concentrações celulares.
- Adaptar uma biomassa, facilmente encontrada, fazendo-se uso direto do efluente da suinocultura, contando somente com a diluição como meio de adaptação.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABELING U, SEYFRIED C.F. *Anaerobic–aerobic treatment of high strength ammonium wastewater nitrogen removal via nitrite*. Water Sci Technol 26:1007–1015. 1992.
- AHN, Y.. *Sustainable nitrogen elimination biotechnologies: A review*. Process Biochemistry 41 1709–1721. 2006.
- ANTHONISEN, A.C.; LOEHR, R.C.; PRAKASAM, T.B.S.; SRINATH, E.G.. *Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid*. JWPCF, Alexandria, v. 48, n 5, p. 835-52. 1976.
- APHA, AWWA, WEF. *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 19th. edn. American Public Health Association. Washington, DC, 1995.
- ARIMA, G. A. *Otimização de reator sequencial em batelada para remoção biológica de carbono e nitrogênio com controle difuso*. Tese (Doutorado)- Instituto de Pesquisas Hidráulicas, Universidade Federal do Rio Grande do Sul. 2005.
- ARORA M. L.; BARTH, E. F.; UMPHERES, M.B. *Technology evaluation of sequencing batch reactors*. Journal water pollution control federal, Alexandria, v 57, n. 8, p. 867- 75. 1985.
- ATLAS, R. & BARTHA, R. *Microbial ecology – Fundamental and applications*. p. 314. Ed. Benjamin Cummings. 1946.
- BAE, W.; BAEK, S.; HCUNG, J.; LEE, Y. *Optimal operational factors for nitrite accumulation in batch reactors*. Biodegradation, Dordrecht, v.12, p. 359-66. 2002.
- BARNES, D.; BLISS, P.J. *Biological control of nitrogen in wastewater treatment*. New York: E & F Spon. 1983.
- BEGON, M. *Ecology: individuals, population and communities*. United Kingdom: Blackwell Science. 1068 p. 1996.
- BITTON, G. *Wastewater Microbiology*. Wiley Liss Pub., New York, 449 p. 2005.
- BORTOLUZZI, I. P. *Estudos sobre interações entre a água e o material em suspensão, na bacia do rio Tubarão e Complexo Lagunar/SC – Brasil*. Tese de Doutorado. Santiago de Compostela: Universidade de Santiago de Compostela, 2003.
- BROCK, T. D. & MADIGAN, M.T. *Biology of Microorganisms*. New Jersey. Prentice Hall. 1994.
- BROCK, T. D. *Biology of microorganisms*. 8ª. EDIÇÃO. Apêndice 1. p. A-2. 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 Technol., 68, p. 141-148. 1999.

CASTELLÓ, E.; GHESLIERI, D.; ONO, A.; BORZACCONI, L. *Optimización del funcionamiento de un SBR para la remoción de materia orgánica y nutrientes*. In: Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. 28. Cancun. México. 2002.

CATALDO, D.A.; HAROON M; SCHRADER, L.E.; YOUNGS, V.L. *Rapid colorimetric determination of nitrate in plant tissue by nitration of salicylic acid*. *Comun. Soil Sci. Plant Anal.* 6: 71-80, 1975.

CECIL. D. *Controlling nitrogen removal using redox and ammonium sensors*. *Water science and technology*. Londres. V. 47, n. 11, p.109-114, 2003.

CHERNICHARO, C. A. L. *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias*. Vol 5. 10ed. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. UFMG. Belo Horizonte. 1997.

CHEN, M.; KIM, J-H; KISHIDA, N.; NISHIMURA, O.; SUDO, R. *Enhanced nitrogen removal using C/N load adjustment and real time control strategy in sequencing batch reactors for swine wastewater treatment*. *Water science and technology*. Londres v. 49, n.5-6, p. 309-314, 2004.

CIUDAD, G., RUBILAR, O., MUÑOZ P., RUIZ G., CHAMY, R. VERGARA, C. JEISON, D.; *Partial nitrification of high ammonia concentration wastewater as a part of a shortcut biological nitrogen removal process*. *Process Biochemistry*, p. 1715-1719 (40), 2005.

EGLI K., BOSSHARD F., WERLEN C., LAIS P., SIEGRIST H., VAN J. R. et al., *Microbial composition and structure of a rotating biological contactor biofilm treating ammonium rich wastewater without organic carbon*, *Microb. Ecol.* 45 (4), 419–432. 2003.

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.

FORD, D. L.; CHURCHWELL, J. *Comprehensive analysis of nitrification of chemical processing wastewater*. *Journal Water Pollution Control Federation*, Alexandria, v. 52, n. 11, p. 2726-46. 1980.

GARRIDO J. M., VAN B., VAN L. M. C., HEIJNEN J. J. *Influence of dissolved oxygen concentration on nitrite accumulation in a biofilm airlift suspension reactor*. *Biotechnol Bioeng* 53:168–178. 1997.

GORONSZY, M.C. *Intermittent operation of the extended aeration process for small systems*. *Journal of Water Pollution Control Federation*, Vol. 51, n. 2, p. 274-287.

GÜVEN D., DAPENA A., KARTAL B., SCMID M. C., MASS B., VAN. K. *Propionate oxidation by and methanol oxidation of anaerobic ammonium-oxidizing bacteria*. *Appl. Environ. Microbiol.* 71 (2), 1066–1071. 2005.

HELLINGA C., SCHELLEN A., MULDER J. W., VAN LOOSDRECHT M. C. *The Sharon process: an innovative method for nitrogen removal from ammonium-rich wastewater*. *Wat Sci Technol* 1998;37:135–42. 1998.

HENZE, M.; HARREMOES, P.; JANSEN, J. C.; ARVIN, E.. *Wastewater treatment – Biological and chemical process*. Springer Verlag, 2a Edição, Alemanha, 1997.

HOOPER, A.B. *Biochemistry of the nitrifying litoautotrophic bactéria*. In: SCHLEGEL, H.G.; BOWIEN, B. (ed). *Autotrophic bacteria*. Madison: Science Technology. Cap. 13, p. 239-65

IAMAMOTO, C. Y. *Remoção de nitrogênio de águas residuárias com elevada concentração de nitrogênio amoniaco em reator contendo biomassa em suspensão operado em bateladas sequenciais e sob aeração intermitente*. Tese de Doutorado USP-São Carlos. 2006.

IRVINE, D.A., EARLEY, J.P., CASSIDY, D.P. e HARVEY, S.P. *Biodegradation of sulfur mustard hydrolysate in the sequencing batch reactor*. *Water Science and Technology*, Vol. 35, no. 1, p. 67-74. 1997.

IRVINE, R.L. KETCHUM, L.H. *Sequencing Batch Reactors for Biological Wastewater Treatment*. CRC Critical Reviews in Environmental Control Vol. 18, pp. 255-294. 1989.

IRVINE, R.L.; MILLER, G.; BHAMRAH, A.S. *Sequencing batch treatment of wastewater in rural areas*. *Journal water pollution control federation*. Alexandria. V.51, n 2, p. 244-54. 1979.

JETTEN M. S. M., WAGNER M., FUERST J., VAN M. C. M., JETTEN M. S. M, HORN S.J., VAN LOOSCRECHT M. C. *Towards a more sustainable municipal wastewater treatment system*. *Water Sci Technol*. 35:171– 80. 1997.

KAMIYAMA, H. *Lodo ativado por batelada (LAB): suas vantagens no tratamento de esgotos em comunidades de médio e pequeno porte (parte 1)*. *Revista do DAE*, v. 46, n. 157, out/dez. 1989.

KHIN T., ANNACHHATRE A. P. *Novel microbial nitrogen removal processes*. *Environmental Engineering and Management*, Asian Institute of Technology. 22. p. 519-532. 2004

KONZEN, E.A. *Avaliação quantitativa e qualitativa dos dejetos de suínos em crescimento e terminação, manejadas em forma líquida*. Dissertação de Mestrado. (UFMG). P. 56. 1980.

KUAI, L.P., VERSTRAETE, W., *Ammonium removal by the oxygen-limited autotrophic nitrification–denitrification system*. *Appl. Environ. Microbiol*. 64 (11), 4500–4506. 1998.

KUENEN J. G., STROUS M.. *Microbiology and application of the anaerobic ammonium oxidation (anammox) process*. *Curr. Opin. Biotechnol*. 12 (3), 283–288. 2001.

KUNZ, A., CHIOCHETTA, O., MIELE, M., GIROTTO, A., SANGOI, V.. *Comparativo de custos de implantação de diferentes tecnologias de armazenagem/tratamento e distribuição de dejetos de suínos*. Circular técnica – Embrapa. 2005.

KUNZ, A. *II Simpósio Nacional sobre o uso da água na agricultura, Impactos sobre a disposição inadequada de dejetos de animais sobre a qualidade de águas superficiais e subterrâneas*. Passo Fundo – RS. 2006.

MARTINI, L. C. P. *Medidas compensatórias aplicáveis à questão da poluição hídrica de origem agrícola*. Porto Alegre : IPH/UFRGS, 2000. Tese (Doutorado em Engenharia) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2000.

MADIGAN, T. M.; MARTINKO, J. M.; PARKER, J.. *Brock biology of microorganisms*. Prentice Hall, Inc., 8a Edição, N.Y., 1997.

MADIGAN, M.T.; MARTINKO. J. M.; PARKER, J. BROCK: *Biology of microorganisms*. 8th ed. Upper Saddle River, USA: Prentice Hall. 1996.

METCALF e EDDY INC. *Wastewater engineering: Treatment, disposal and reuse*. 3rd ed. New York: McGraw Hill International Editions. 1991.

MIELE M. GIROTTTO A. F. *A SUINOCULTURA BRASILEIRA EM 2007 E CENÁRIOS PARA 2008*

METCALF & EDDY. *Wastewater Engineering: Treatment, disposal and reuse*. McGraw Hill, 4^o Ed., N. Y., 1819 p. 2003.

MULDER, J.W. KEMPEN V., R.. *N-removal by SHARON*. Water Quality Intern., 2,p.30-31, 1997.

MULLER, E. B., STOUTHAMER A. H., VAN H. W. *Simultaneous NH₃ oxidation and N₂ production at reduced O₂ tensions by sewage sludge subcultured with chemolithotrophic medium*. Biodegradation 6:339–349. 1995.

OLSON, L. & NIELSEN, J. *On-line and in situ monitoring of biomass in submerged cultivations*. Elsevier Science. Vol 15, pg. 517-522, 1997.

OTTAWAY, J. P. *Bioquímica da poluição*. São Paulo: EPU/EPUS, 1982.

PENG, Y., ZHU G.; *Biological nitrogen removal with nitrification and denitrification via nitrite pathway*. Appl Microbiol Biotechnology, 73, p. 15-26, 2006.

PESSOTTO, C. *Bomba Ambiental – Alta nas exportações de suínos traz dólares mas aumenta contaminação dos mananciais do Sul*. Anuário Expresso de Ecologia. 2005. (Acesso em 23/01/2008) http://www.expressao.com.br/restrito/ecologia/anuarios_eletronicos/anuario2005/)

PERDOMO, C. C.; LIMA, G. J. M. M. de. *Considerações sobre a questão dos dejetos e o meio ambiente*. In : SOBESTIANSKY, J.; WENTZ, I.; SILVEIRA, P. R. S. da; SESTI, L. A. C. (ed.). Suinocultura intensiva : produção, manejo e saúde do rebanho. Brasília : EMBRAPA-SPI ; Concórdia : EMBRAPA – CNPS. 388 p., p. 221-235. 1998.

OLIVEIRA, P. A. V. *Manejo da água – influência no volume de dejetos produzidos*. In:

EPAGRI. Aspectos práticos do manejo de dejetos suínos. Florianópolis : EPAGRI/EMBRAPA-CNPSA. 106 p., p. 29-33. 1995.

PLISSON-SAUNE, S.; CAPDEVILLE, B.; MAURET, M.; DEGUIN, A.; BAPTISTE, P. *Real time control of nitrogen removal using three ORP bending-points: signification, control strategy and results*. Water science and technology, Londres. V. 33, n 1, p. 275-281, 1996.

POTH, M., FOCHT D. *Kinetic analysis of N₂O production by Nitrosomonas europaea: an examination of nitrifier denitrification*. Appl. Environ. Microbiol. 49:1134–1141. 1985.

PRATES, K.V.M.C. *Verificação da Produção Biológica de Nitrogênio a Partir de Lodos Anaeróbios Granulados Cultivados em Meio Contendo Nitrogênio Amoniacal e Baixas Concentrações de Compostos Orgânicos*. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo. 1997.

PYNAERT K, SMETS B. F., WYFFELS S, BEHEYDT D., SICILIANO S. D., VESTRAETE W. *Characterization of an autotrophic nitrogen-removing biofilm from a highly loaded lab-scale rotating biological contactor*. Appl Environ Microbiol 69:3626–3635. 2003.

ROPPA, L. 2003: *Um primeiro trimestre de preços baixos na suinocultura mundial*. Campinas, Porkworld, ano 2, n. 13, mai-jun/2003. p. 102-103. 2003.

SÁNCHEZ, M.; MOSQUERA-CORRAL, A.; MÉNDEZ, R.; LEMA, J.M. *Simple Methods for the Determination of the Denitrifying Activity of Sludges*. Bioresource Technology 75 pp.1-6. 2000.

SCHMIDELL et al. Tratamento biológico de águas residuárias. Paper Prist. 1º Edição Florianópolis, 2007. Que referência seria esta?

SCHMID M, SCHMITZ-ESSER S, JETTEN M, WAGNER M. *16S-23S Rdna intergenic spacer and 23S rDNA of anaerobic ammonium oxidizing bacteria: implications for phylogeny and in situ detection*. EnvironMicrobiol.7:450–9. 2001.

SCHMIDT, I., Bock, E. and Jetten, M.S.M. *Ammonia oxidation by Nitrosomonas eutropha with NO₂ as oxidant is not inhibited by acetylene*. Microbiology 147, 2247-2253. 2001.

SCHMIDELL, W. *Agitação e aeração em biorreatores*. In: SCHMIDELL, W.; LIMA, U. A.; AQUARONE, E.; BORZANI, W.. *Biotecnologia industrial*, Vol. 2, Edgard Blücher Ltda.,

SEIFFERT, N. F.; PERDOMO, C. C. *Aptidão de solos da bacia hidrográfica do rio do Peixe para aporte de fertilizantes orgânicos*. Concórdia: EMBRAPA Suínos e Aves. Comunicado Técnico. p. 3. 1998.

SILVA, F.C.M. *Tratamento dos dejetos suínos utilizando lagoas de alta taxa de degradação em batelada*. Dissertação de Mestrado (UFSC). p. 115. 1996.

STROUS M, VAN GERVEN E, KUENENJG, JETTEN MSM. *Effects of aerobic and microaerobic conditions on anaerobic ammonium-oxidizing (anammox) sludge*. Appl Environ Microbiol. 63:2446–8. 1997.

STROUS M, FUERST JA, KRAMER EHM, LOGEMANN S, MUYZER G, VAN S. KT, et al. *Missing lithotroph identified as new planctomycete. Nature.* 400:446–9. 1999.

STROUS M. *Microbiology of anaerobic ammonium oxidation.* Ph.D. Thesis, Kluyver laboratory, TU Delft University, Delft, The Netherlands; 2000.

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.* Appl. Microbiol. Biotechnol. 50, 589–596. 1998. p. 277-331, 2001.

SUESCUN, J.; OSTOLAZA, X.; GARCIA-SANZ, M.; AYESA, E. *Real time strategies for predenitrification-nitrification control activated sludge plants biodegradation control.* Water science and technology, Londres, v. 43, n. 1, p. 209-216, 2001.

SURAMPALLI, R.Y.; TIYAGI, R.D.; SCHEIBLE, O.K.; HEIDMAN, J. A.; Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. *Bioresource Technology.* V. 61, p. 151-7. 1997.

SURAMPALLI, R.Y.; TIYAGI, R.D.; SCHEIBLE, O.K.; HEIDMAN, J.A. Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. *Bioresource Technology,* v. 61, p. 151-7. 1997.

TIEDJE, J. M. *Ecology of Denitrification and Dissimilatory Nitrate Reduction to Ammonium.* In: ZEHNDER, A. J. B.. *Biology of Anaerobic Microorganisms.* New York. John Wiley & Sons. Inc. cap. 4, p. 179-245.

THIRD K. A., SLIEKER A. O., KUENEN J. G., JETTEN M. S. M. *The CANON system under ammonium limitation: interaction and competition between three groups of bacteria.* Syst Appl Microbiol. 24:588–96. 2001.

TURK, O.; MAVINIC, D.S. *Maintaining nitrite build-up in a system acclimated to free ammonia.* Water research, Oxford, v. 23, n. 11, p. 1383-1388, 1989.

VAN DONGEN L.G., JETTEN M.S., VAN LOODSDRECHT M. C. M. *The combined Sharon/Anammox process* London, UK: STOWA Report IWA Publishing; 2001.

VAN KEMPEN R., MULDER J. W., UIJTERLLNDE C. A., VAN L. M. C. *Overview: full scale experience of the SHARON process for treatment of rejection water of digested sludge dewatering.* Water Sci Technol. 44:145–52. 2001.

VERSTRAETE, W.; PHILIPS,S.. *Nitrification-denitrification processes and technologies in new contexts.* Environmental Pollution, Vol. 102, p. 717-726, 1998.

VOGEL, A. I. *Análise Inorgânica Quantitativa.* Quarta edição, Rio de Janeiro, Guanabara. 1981.

VON SPERLING, M. *Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos.* UFMG: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, , 243 p. 1996.

VON SPERLING, M. *Lodos Ativados. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, 428 p. 1997.*

VON SPERLING, M. *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: lodos ativados. 2º edição. Belo horizonte: DESA, UFMG, v. 4. 2002.*

VOTTO, A. G. *Zoneamento da poluição hídrica causada por dejetos de suínos no extremo oeste de Santa Catarina. UFSC, 1999. Dissertação de Mestrado (UFSC). 1999.*

WETT, B.; RAUCH, W. *The role of inorganic carbon limitation in biological nitrogen removal of extremely concentrated wastewater. Water Research, New York, v. 37 p. 1100-10.*

WIESMAN U. *Biological nitrogen removal from wastewater. Adv Biochem Eng. 51:113–54. 1994.*

WONG-CHONG G.M, LOEHR RC. *Kinetics of microbial nitrification: nitrite-nitrogen oxidation. Water Res 12:605–609. 1978.*

WUFFELS, S., PYNAERT, K., BOECHX, P., VERSTRAETE, W., VAN C., *Identification and quantification of nitrogen removal in a rotating biological contactor by 15N tracer techniques. Water Res. 37, 1252–1259. 2003.*

YANG L., ALLEMAN J. E. *Investigation of batch-wise nitrite build-up by an enriched nitrification culture. Wat. Sci. Tech. 26(5-6), 997±1005. 1992.*

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.*

ZDRADECK, C. P; SCHMIDELL, W.; SOARES, H.M.. *Determinação da concentração de sólidos totais: comparação entre os resultados obtidos em estufa convencional e em forno de microondas. Encontro Nacional sobre Metodologias de Laboratório – Anais. Pg. 36, 2006*

ANEXO A

Tabela A.1: Dados da concentração celular em função do tempo na etapa lavagem do Reator I.

tempo (h)	0	2	4	6	8	10	11
SST (gSST.L ⁻¹)	3,076	2,14	1,87	1,62	1,54	1,49	1,47

Tabela A.2: Dados de acompanhamento do Reator R1 durante a segunda etapa, referente ao dia 2 a 15 de operação.

tempo (d)	Entrada (mgN-NH ₄ .L ⁻¹)	Saída (N.L-1)			Conversão (%)	Remoção (%)
		N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃		
2	534.02	0.85				
5	493.79	0.76	2.51	333.47	99.85	31.80
9	477.46	14.20	51.92	257.21	97.03	32.28
12	525.27	5.83	47.51	326.54	98.89	27.68
14	479.80	7.58	73.09	326.54	98.42	15.13
15	532.27	16.43	85.72	373.34	96.91	10.67

Tabela A.3: Dados de acompanhamento do Reator R1 durante a segunda etapa, referente ao dia 28 a 63 de operação.

tempo (d)	Entrada (mgN-NH ₄ .L ⁻¹)	Saída (N.L-1)			Conversão (%)	Remoção (%)
		N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃		
28	524.11	30.54	33.56	467.74	94.17	-1.48
29	538.10	56.08	3.03	480.87	89.58	-0.35
30	562.00	27.52	5.46	494.01	95.10	6.23
32	522.36	12.94	2.58	482.75	97.52	4.61
33	541.01	-0.04	107.47	321.38	100.01	20.74
34	481.55	0.27	184.47	251.95	99.94	9.31
35	466.39	-0.33	113.94	322.06	100.07	6.59
36	465.80	19.82	2.96	259.46	95.75	39.41
38	542.76	33.00	4.20	426.46	93.92	14.57
40	483.29	15.68	3.67	270.72	96.76	39.98
41	502.53	9.38	23.41	383.04	98.13	17.25
42	486.21	23.96	2.17	445.22	95.07	3.06
43	486.21	32.99	1.68	242.57	93.21	42.98
45	484.46	18.13	2.34	422.71	96.26	8.52
47	469.89	1.31	20.84	454.61	99.72	-1.46
48	483.29	2.85	1.28	452.73	99.41	5.47
49	491.46	1.57	131.86	304.49	99.68	10.89
50	490.68	2.00	101.32	340.14	99.59	9.62
51	464.05	2.24	71.01	388.93	99.52	0.40
52	555.59	8.86	1.90	477.12	98.41	12.19
53	438.98	0.88	48.45	411.45	99.80	-4.96
54	485.04	11.48	23.67	445.22	97.63	0.96
55	477.46	3.90	2.87	433.96	99.18	7.69
56	436.07	0.74	0.93	439.59	99.83	-1.19
58	491.50	7.53	131.41	328.89	98.47	4.82
62	536.87	40.68	257.96	210.67	92.42	5.13

Tabela A.4: Dados de acompanhamento do Reator R1 durante a segunda etapa, referente ao dia 64 a 189 de operação.

tempo (d)	Entrada (mgN-NH ₄ .L ⁻¹)	Saída (N.L ⁻¹)			Conversão (%)	Remoção (%)
		N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃		
64	511.18	23.30	279.20	98.74	95.44	21.51
65	510.63	8.11	275.66	166.74	98.41	11.77
67	715.03	19.64	323.46	88.49	97.25	39.64
68	496.61	3.84	265.93	133.41	99.23	18.81
69	470.01	17.01	233.13	149.35	96.38	15.00
70	466.91	43.74	279.20	118.92	90.63	5.36
72	515.55	14.88	258.85	150.07	97.11	17.80
73	480.21	22.70	293.36	105.88	95.27	12.13
74	484.95	36.74	355.32	71.83	92.42	4.34
75	474.38	3.84	332.31	103.71	99.19	7.28
76	434.67	2.19	351.78	99.36	99.50	-4.29
77	461.45	42.74	326.11	70.38	90.74	4.82
78	510.09	18.05	387.18	58.58	96.46	9.07
82	494.78	1.82	284.51	133.41	99.63	15.17
83	461.45	14.83	304.87	108.78	96.79	7.15
84	460.35	9.84	364.17	100.15	97.86	-3.00
86	562.55	81.61	283.63	37.78	85.49	28.36
89	599.72	14.50	418.41	33.35	97.58	22.25
90	514.46	12.48	412.74	33.37	97.57	10.86
91	599.72	3.92	426.90	49.60	99.35	19.89
92	514.46	5.76	431.15	49.89	98.88	5.38
93	543.97	19.58	401.41	33.20	96.40	16.50
100	461.45	19.46	344.77	77.13	95.78	4.35
107	540.15	22.32	228.76	187.87	95.87	18.74
108	552.17	27.34	319.88	130.47	95.05	13.49

Tabela A.4 (cont.): Dados de acompanhamento do Reator R1 durante a segunda etapa, referente ao dia 64 a 189 de operação.

tempo (d)	Entrada (mgN-NH ₄ .L ⁻¹)	Saída (N.L ⁻¹)			Conversão	Remoção (%)
		N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	(%)	
110	587.33	25.27	402.18	88.74	95.70	12.11
113	531.95	9.55	385.70	96.29	98.21	7.60
115	552.17	0.63	329.92	119.60	99.89	18.48
119	548.89	34.61	400.91	54.83	93.69	10.66
124	507.35	23.57	435.14	47.88	95.35	0.15
126	536.32	33.14	440.21	35.71	93.82	5.08
132	477.84	0.93	422.46	41.75	99.80	2.66
134	497.52	96.77	321.05	22.62	80.55	11.47
137	477.84	63.58	305.84	19.73	86.69	18.56
138	546.16	47.29	364.15	21.03	91.34	20.82
139	527.86	46.76	398.38	20.89	91.14	11.71
140	584.76	0.72	432.61	23.06	99.88	21.95
141	539.69	26.36	426.27	19.29	95.12	12.56
145	451.24	84.05	248.79	6.40	81.37	24.82
146	267.01	48.33	225.97	6.83	81.90	-5.29
147	435.46	67.37	242.45	4.37	84.53	27.85
148	577.43	28.21	318.51	13.50	95.11	37.62
149	488.42	44.62	367.95	2.77	90.87	14.96
150	448.98	23.83	381.30	22.99	94.69	4.65
154	554.34	92.39	360.39	13.67	83.33	15.86
155	538.56	9.80	433.86	25.28	98.18	12.93
156	418.00	13.47	482.36	29.70	96.78	-25.73
157	614.62	129.23	352.24	29.05	78.97	16.94
158	592.64	141.29	315.56	20.54	76.16	19.45
159	597.15	114.59	374.71	19.07	80.81	14.87
161	660.81	109.51	401.92	11.70	83.43	20.83
166	233.77	0.52	241.04	5.98	99.78	-5.88
167	557.72	75.15	289.54	4.18	86.53	33.86
168	476.59	0.07	335.68	9.90	99.99	27.48
169	544.19	0.68	368.80	5.65	99.88	31.07
171	460.25	0.29	367.62	22.99	99.94	15.07
172	488.42	11.88	351.05	26.59	97.57	20.25

Tabela A.4 (cont.): Dados de acompanhamento do Reator R1 durante a segunda etapa, referente ao dia 64 a 189 de operação.

tempo (d)	Entrada (mgN-NH ₄ .L ⁻¹)	Saída (mg.L ⁻¹)			Conversão (%)	Remoção (%)
		N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃		
174	439.97	0.63	356.97	22.01	99.86	13.72
175	474.34	0.25	351.05	33.14	99.95	18.95
176	503.63	9.71	393.64	22.99	98.07	15.35
177	544.19	1.73	394.82	32.48	99.68	21.16
178	571.80	0.22	375.90	29.05	99.96	29.14
179	516.03	0.45	375.90	25.94	99.91	22.04
181	521.10	16.79	369.98	64.55	96.78	13.39
182	553.77	17.97	377.08	68.81	96.76	16.24
183	518.84	1.15	385.36	55.23	99.78	14.86
184	530.67	0.25	336.86	96.05	99.95	18.38
185	583.25	0.47	307.28	113.07	99.92	27.85
186	518.84	0.78	315.56	109.47	99.85	17.93
187	525.60	78.99	301.37	58.75	84.97	16.46
188	597.15	21.24	347.32	51.87	96.44	29.59

Tabela A.5: Dados da cinética de acompanhamento do Reator 1 do dia 78.

tempo (h)	Concentração mg.L ⁻¹			pH	Remoção (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃		
0	255.04	0.00	-	7.93	-
1.25	195.73	47.51	26.95	8.06	-
2.25	168.62	104.91	-	8.04	-
3.25	140.42	122.84	8.69	7.9	-
4.25	101.69	151.52	13.91	7.76	-
5.25	84.97	191.86	22.60	7.52	-
6.25	63.65	181.10	23.39	7.35	-
7.25	46.53	212.48	6.73	7.09	-
8.25	46.36	224.13	21.94	6.9	-
9.25	21.55	250.13	22.31	7.17	-
10.25	18.05	223.23	24.63	7.38	-

N-NH₄entrada:	510.08 mgN-NH ₄ .L ⁻¹
SST:	1.16 gSST.L ⁻¹

Tabela A.6: Dados da concentração celular referente a Segunda Etapa:

tempo (d)	78	140	160	174
SST (gSST.L⁻¹)	1.16	1.52	1.26	1.1

Tabela A.7: Dados de acompanhamento do Reator R1 durante a Etapa 3-1, referente ao dia 189 a 199 de operação.

tempo (d)	Entrada (mg.L⁻¹)		Saída (mg.L⁻¹)				Conversão (%)	Remoção de N	Remoção de DQO
	N-NH₄	DQO	N-NH₄	N-NO₂	N-NO₃	DQO			
189	579.12	932.54	0.56	221.63	18.74	96.22	99.90	58.40	89.68
190	469.83	1192.23	0.37	159.52	11.54	156.57	99.92	63.51	86.87
191	518.84	1275.53	17.24	81.15	3.03	119.57	96.68	80.45	90.63
192	456.31	1206.93	15.94	42.05	1.89	129.95	96.51	86.88	89.23
193	496.87	1309.83	1.76	52.77	19.39	132.40	99.65	85.12	89.89
194	468.70	1260.83	0.36	79.02	20.54	156.30	99.92	78.68	87.60
195	532.36	1344.12	1.05	81.24	13.50	143.97	99.80	82.01	89.29
196	548.14	1221.63	2.27	98.24	15.47	119.63	99.58	78.84	90.21
197	520.53	1309.83	2.39	98.24	15.47	92.68	99.54	77.70	92.92
198	496.87	1153.03	0.68	72.00	23.32	110.43	99.86	80.68	90.42
199	529.55	1266.54	49.46	107.49	18.08	3.72	90.66	66.95	99.71

Tabela A.8: Dados da cinética de acompanhamento do Reator 1 do dia 197.

tempo (h)	Concentração (mg.L⁻¹)				pH	Remoção N (%)	Remoção DQO (%)
	N-NH₄	N-NO₂	N-NO₄	DQO			
0	260.27	-	-	654.91	8.3	-	-
0.25	222.52	64.14	4.99	403.55	8.59	-	38.38
1		15.81	0.09	184.41	8.89		71.84
1.25	167.31	38.36	0.74	168.43	8.5	20.69	74.28
2		36.88	0.90	189.72	8.54		71.03
2.25	126.86	73.48	2.70	196.89	8.2	21.99	69.94
3		72.37	2.05	149.16	8.02		77.22
3.25	87.79	110.81	3.85	116.69	8.2	22.21	82.18

Tabela A.9 (cont.): Dados da cinética de acompanhamento do Reator 1 do dia 197.

Tempo (h)	Concentração (mg.L ⁻¹)				pH	Remoção	Remoção DQO
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	DQO		N (%)	(%)
4		117.84	4.67	123.36	7.94		81.16
4.25	29.29	149.26	5.16	131.54	7.94	29.42	79.91
5		152.87	5.48	132.32	8.03		-
5.25	2.39	169.1322	9.58	130.40	8.29	36.67	79.80
23.5	2.30	98.44	9.50	131.50	8.37	57.65	79.91

N-NH ₄ ent:	520.53 mgN-NH ₄ .L ⁻¹
------------------------	---

DQOent:	1309.82 mgO ₂ .L ⁻¹
---------	---

SST:	3.01 gSST.L ⁻¹
------	---------------------------

Tabela A.10: Dados de acompanhamento do Reator R1 durante a Etapa 3-2, referente ao dia 201 a 237 de operação.

tempo (d)	Entrada (mg.L ⁻¹)		Saída (mg.L ⁻¹)				Conversão (%)	Remoção de N (%)	Remoção de DQO (%)
	N-NH ₄	DQO	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	DQO			
201	504.19	1270.63	9.46	0.00	22.17	136.36	98.12	93.73	89.27
202	532.36	2345.26	0.38	43.90	0.00	120.49	99.93	91.68	94.86
203	506.45	2600.05	2.12	28.01	3.03	144.78	99.58	93.45	94.43
204	492.93	2149.27	4.66	33.92	2.70	100.05	99.05	91.62	95.35
205	528.98	2580.45	14.53	13.25	8.27	108.97	97.25	93.19	95.78
206	507.57	2894.04		6.03	0.00	117.23	100.00	98.81	95.95
207	517.72	2423.66	15.55	35.74	1.23	115.11	97.00	89.86	95.25
208	535.74	2051.27	37.46	17.63	1.07	101.52	93.01	89.52	95.05
209	520.34	2031.67	23.49	15.78	0.58	113.43	95.49	92.34	94.42
210	499.69	2443.26		6.32	1.07	141.39	100.00	98.52	94.21
211	473.21	2658.85	2.03	18.30	0.58	98.30	99.57	95.58	96.30
212	493.49	2521.65	1.62	36.19	3.36	107.25	99.67	91.66	95.75

213	450.67	2502.06	3.99	4.97	0.09	128.24	99.12	97.99	94.87
214	544.19	2600.05	6.06	4.81	0.00	128.42	98.89	98.00	95.06
215	522.79	2658.85	32.67	11.07	1.39	131.07	93.75	91.37	95.07
216	572.36	2678.45	20.22	9.03	1.78	118.69	96.47	94.58	95.57
218	482.79	2345.26	3.38	8.84	5.52	101.84	99.30	96.32	95.66
219	514.90	2124.06	1.13	16.38	2.14	110.84	99.78	96.18	94.78
222	481.10	2748.40	30.65	15.29	0.00	134.75	93.63	90.45	95.10
223	469.27	2325.46		8.25	2.31	135.24	100.00	97.75	94.18

Tabela A.10 (cont.): Dados de acompanhamento do Reator R1 durante a Etapa 3-2, referente ao dia 201 a 237 de operação.

tempo (d)	Entrada (mg.L ⁻¹)		Saída (mg.L ⁻¹)				Conversão (%)	Remoção de N (%)	Remoção de DQO (%)
	N-NH ₄	DQO	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	DQO			
225	491.80	2285.18	2.32	5.44	5.70	153.56	99.53	97.26	93.28
226	491.45	2426.16	11.24	8.56	0.00	139.92	97.71	95.97	94.23
227	488.63	2446.30	14.69	4.50	0.89	121.91	96.99	95.89	95.02
229	475.07	2043.50	8.27	6.77	1.42	119.31	98.26	96.54	94.16
230	464.90	2285.18	36.55	5.83	1.60	143.04	92.14	90.54	93.74
231	443.44	2164.34		8.70	0.00	119.62	100.00	98.04	94.47
232	446.83	2385.88	2.58	4.84	0.53	134.10	99.42	98.22	94.38
233	480.16	2486.58	12.09	5.18	1.07	138.75	97.48	96.18	94.42
236	476.77	2244.90	7.68	2.64	0.00	146.69	98.39	97.83	93.47
237	481.29	2325.46		4.52	0.00	202.44	100.00	99.06	91.29

Tabela A.11: Dados da cinética de acompanhamento do Reator 1 do dia 225.

tempo (h)	Concentração (mg.L ⁻¹)				pH	Remoção N (%)	Remoção DQO (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	DQO			
0	245.90	0.00	-	1142.59	7.52	-	-
0.25	230.00	4.23	0.18	461.15	8.31	4.68	59.64
1		1.73	1.24	409.54	8.22	-	64.16
1.25	209.56	3.86	1.07	124.01	8.60	12.77	89.15
2		1.73	8.38	55.97	8.55	-	95.10
2.25	179.99	15.87	5.35	59.63	7.94	18.18	94.78
3		7.46	3.56	62.94	8.12	-	94.49
3.25	128.44	24.75	1.60	62.94	7.68	37.05	94.49
4		12.73	1.60	41.98	8.07	-	96.33
4.25	71.88	18.65	5.35	21.61	7.57	61.01	98.11

5		52.40	1.96	29.06	7.92	-	97.46
5.25	35.33	81.24	5.17	-5.46	7.42	62.22	100.48
6		73.11	4.81	-0.04	7.82	-	100.00
6.25	15.10	87.89	5.88	15.59	7.51	61.74	98.64
7		93.07	3.38	31.23	7.78	-	97.27
7.25	2.32	79.39	5.70	63.31	7.84	58.89	94.46

N-NH₄ent: 491.80 mgN-NH₄.L⁻¹

DQOent: 2285.17 mgO₂.L⁻¹

SST: 7.10 gSST.L⁻¹

Tabela A.12: Dados da concentração celular referente a Terceira Etapa:

tempo (d)	197	200	205	219	233
SST (gSST.L⁻¹)	3.19	3.31	6.09	6.91	7.55

Tabela A.13: Dados de acompanhamento do Reator R1 durante a Etapa 4-1, referente ao dia 238 a 321 de operação.

tempo (d)	Entrada (mg.L⁻¹)		Saída (mg.L⁻¹)				Conversão (%)	Remoção de N (%)	Remoção de DQO (%)
	N-NH₄	DQO	N-NH₄	N-NO₂	N-NO₃	DQO			
238	523.09	2164.34	25.42	6.71	0.00	212.53	95.14	93.86	90.18
239	498.23	2305.32	25.76	11.16	2.85	197.36	94.83	92.02	91.44
240	486.93	2415.69	73.55	4.83	1.07	124.11	84.90	83.68	94.86
241	513.48	2435.67	64.68	17.74	0.00	191.77	87.40	83.95	92.13
247	500.49	2695.42	141.45	7.18	0.89	213.83	71.74	70.13	92.07
249	488.63	2455.65	121.79	17.15	0.71	259.88	75.08	71.42	89.42
250	487.50	2115.98	32.14	17.15	2.67	182.45	93.41	89.34	91.38
252	509.54	2435.67	50.84	6.01	0.00	-6.87	90.02	88.84	100.28
254	516.32	2295.81	22.54	14.03	0.89	198.52	95.63	92.75	91.35
256	475.65	2555.56	48.58	8.84	0.53	294.36	89.79	87.82	88.48
257	516.32	2215.88	52.76	66.03	2.14	154.07	89.78	76.58	93.05
258	528.75	2076.02	38.08	36.26	1.78	342.94	92.80	85.60	83.48
259	451.92	2335.77	6.19	49.17	4.99	233.28	98.63	86.65	90.01
260	473.39	2235.87	19.04	4.45	3.56	216.96	95.98	94.29	90.30
262	474.52	2295.81	6.27	44.91	15.69	160.72	98.68	85.91	93.00
263	521.97	2295.81	6.78	32.35	16.40	227.52	98.70	89.36	90.09
264	551.34	2295.81	11.13	23.41	12.48	-26.75	97.98	91.47	101.17
265	510.67	2635.48	39.88	16.32	8.01	-18.66	92.19	87.43	100.71
266	489.21	2375.73	33.44	25.32	10.52	205.59	93.16	85.84	91.35
267	515.19	2295.81	13.67	19.70	11.41	256.97	97.35	91.31	88.81
268	510.48	2379.73	19.09	10.51	11.59	217.52	96.26	91.93	90.86

269	551.34	2355.75	45.76	8.36	3.56	452.26	91.70	89.54	80.80
271	556.99	2275.83	67.79	74.43	8.91	229.38	87.83	72.87	89.92

Tabela A.13 (cont.): Dados de acompanhamento do Reator R1 durante a Etapa 4-1, referente ao dia 238 a 321 de operação.

tempo (d)	Entrada (mg.L ⁻¹)		Saída (mg.L ⁻¹)				Conversão (%)	Remoção de N (%)	Remoção de DQO (%)
	N-NH ₄	DQO	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	DQO			
272	463.22	2255.85	1.81	16.76	21.75	292.79	99.61	91.29	87.02
273	385.27	2155.94	11.98	16.57	30.67	230.58	96.89	84.63	89.31
274	560.38	2016.08	0.91	22.82	56.25	303.10	99.84	85.73	84.97
275	527.62	2315.79	25.14	38.07	13.84	280.93	95.24	85.40	87.87
276	503.89	2096.00	45.19	8.75	7.23	361.90	91.03	87.86	82.73
279	421.42	1676.40	12.60	12.07	5.83	383.07	97.01	92.76	77.15
280	527.62	2115.98	20.00	25.37	9.44	420.33	96.21	89.61	80.14
281	510.67	2555.56	12.26	38.85	14.29	447.37	97.60	87.19	82.49
282	525.36	2275.83	11.64	75.80	15.44	190.35	97.78	80.42	91.64
285	480.17	2096.00	10.79	90.86	13.44	420.16	97.75	76.03	79.95
286	481.30	3115.02	11.69	61.92	0.33	206.22	97.57	84.64	93.38
288	493.73	2215.88	24.23	108.79	3.03	354.71	95.09	72.44	83.99
289	553.60	2000.33	13.53	30.39	3.23	268.27	97.56	91.48	86.59
293	610.15	2435.97	181.61	36.90	1.13	151.92	70.24	64.00	93.76
294	589.68	2000.33	105.32	19.89	0.03	233.60	82.14	78.76	88.32
297	513.84	1149.79	81.00	33.92	0.00	212.38	84.24	77.64	81.53
300	527.08	1834.37	78.95	31.18	1.03	39.18	85.02	78.91	97.86
301	545.14	1440.22	83.17	15.20	0.00	311.57	84.74	81.96	78.37
302	487.35	1626.92	61.01	73.46	1.63	286.48	87.48	72.07	82.39
304	424.75	1564.68	16.36	14.03	8.34	344.02	96.15	90.88	78.01
305	524.31	1689.15	9.32	16.76	9.24	263.10	98.22	93.26	84.42
307	569.22	2166.28	44.28	53.52	7.73	158.86	92.22	81.46	92.67
308	470.50	3162.03	71.61	46.67	4.73	223.73	84.78	73.85	92.92
309	495.78	2124.79	19.55	80.30	7.73	154.19	96.06	78.30	92.74
310	415.12	1689.15	5.04	38.07	8.54	155.77	98.78	87.56	90.78

311	469.29	1668.41	3.30	95.55	10.04	116.01	99.30	76.80	93.05
312	600.52	2000.33	12.09	56.08	4.33	264.84	97.99	87.93	86.76
313	548.75	2021.07	13.17	82.21	3.53	255.72	97.60	81.97	87.35
318	570.42	1772.13	8.60	20.09	0.53	243.75	98.49	94.88	86.25
320	528.28	1958.84	39.83	36.70	0.83	198.82	92.46	85.36	89.85
321	535.51	1855.11	33.45	20.09	0.73	305.98	93.75	89.87	83.51

Tabela A.14 Dados da cinética de acompanhamento do Reator 1 do dia 286

tempo (h)	Concentração mg.L ⁻¹				pH	remoção N (%)	Remoção DQO (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	DQO			
0	246.86	0.00	0.00	1067.98	8.26	-	-
0.25	215.79	39.25	3.93	553.58	8.81	-	48.17
1		14.89	3.33	631.37	8.72	-	40.88
1.25	193.76	28.62	4.43	466.32	8.19	8.12	56.34
2		24.63	3.48	500.84	8.41	-	53.10
2.25	154.78	52.54	4.38	523.90	8.27	14.24	50.94
3		45.01	2.53	637.40	8.23	-	40.32
3.25	124.50	65.38	3.53	509.22	7.72	21.65	52.32
4		39.25	3.48	574.05	7.78	-	46.25
4.25	113.16	74.24	5.38	514.08	7.83	22.84	51.86
5	0.00	54.31	3.08	686.22	6.54	-	35.75
5.25	73.75	87.09	5.13	559.34	7.35	32.48	47.63
6	0.00	67.60	5.83	626.57	7.77	-	41.33
6.25	35.82	128.28	5.43	532.25	7.86	31.45	50.16
7	0.00	103.03	5.13	561.10	8.05	-	47.46
7.25	11.69	115.43	5.98	481.99	7.95	44.03	54.87

N-NH ₄ ent:	493.72 mgN-NH ₄ .L ⁻¹
DQOent:	2135.96 mgO ₂ .L ⁻¹
SST:	6.56 gSST.L ⁻¹

Tabela A.15: Dados de acompanhamento do Reator R1 durante a Etapa 4-2, referente ao dia 323 a 345 de operação.

tempo (d)	Entrada (mg.L ⁻¹)		Saída (mg.L ⁻¹)				Conversão (%)	Remoção de N	Remoção de DQO
	N-NH ₄	DQO	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	DQO			
323	488.55	1751.39	59.57	15.00	0.00	301.42	87.81	84.74	82.79

324	529.49	2104.05	27.55	2.10	0.00		94.80	94.40	100.00
327	521.06	2228.52	18.65	17.15	0.00	262.66	96.42	93.13	88.21
328	576.44	2311.50	19.91	0.93	0.00	265.64	96.55	96.38	88.51
329	565.60	2021.07	34.41	0.93	0.00		93.92	93.75	100.00
330	536.71	1834.37	23.09	0.93	0.90	296.76	95.70	95.36	83.82
331	557.18	1926.17	21.77	25.37	8.53	268.83	96.09	90.01	86.04
336	521.06	1923.17	33.45	110.39	10.53	171.66	93.58	70.38	91.07

Tabela A.15 (cont.): Dados de acompanhamento do Reator R1 durante a Etapa 4-2, referente ao dia 323 a 345 de operação.

tempo (d)	Entrada (mg.L ⁻¹)		Saída (mg.L ⁻¹)				Conversão (%)	Remoção de N	Remoção de DQO
	N-NH ₄	DQO	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	DQO			
338	643.97	2062.56	49.55	86.47	4.72	276.79	92.30	78.14	86.58
339	548.03	2104.05	65.59	113.97	9.44	100.14	88.03	65.51	95.24
342	495.78	2465.54	86.66	38.07	3.08	176.51	82.52	74.22	92.84
343	493.37	1357.24	20.70	18.91	1.08		95.81	91.75	100.00
344	440.40	1295.00	7.45	32.99	8.53	192.70	98.31	88.88	85.12
345	474.11	1232.77	48.98	67.20	3.99	122.48	89.67	74.65	90.06

Tabela A.16: Dados da cinética de acompanhamento do Reator 1 do dia 336.

tempo (h)	Concentração mg.L ⁻¹				pH	remoção N (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	DQO		
0	260.53	16.98	0.00	204.88		
0.25	255.60	0.00	1.63	254.60	3.06	3.06
1.25	229.42	4.86	1.45	233.72	9.52	9.52
2.25	214.97	17.26	5.27	244.53	8.84	8.84
3.25	200.22	34.09	6.36	265.25	7.62	7.62
4.25	175.84	24.48	3.09	291.22	21.92	21.92
5.25	138.82	21.38	2.91	349.71	37.39	37.39
6.25	114.75	51.94	2.00	379.72	35.25	35.25
7.25	102.11	65.23	4.36	369.53	34.10	34.10
8.25	88.56	82.50	5.45	344.79	32.25	32.25
9.25	65.69	96.23	7.63	334.10	34.92	34.92
11.25	43.72	69.49	9.26	359.67	52.99	52.99
12.25	35.01	110.24	12.71	318.09	36.03	36.03
13.03	28.97	74.80	9.99	363.58	56.34	56.34

13.16	23.25	70.37	9.99	338.67	60.23	60.23
14.25	24.15	73.92	13.44	279.68	57.20	57.20
15.25	5.19	81.00	13.26	276.57	61.83	61.83
<hr/>						
N-NH ₄ ent:		521.06 mgN-NH ₄ .L ⁻¹				
DQOent:		548.01 mgO ₂ .L ⁻¹				
SST:		3.74 gSST.L ⁻¹				

Tabela A.17: Dados de respirometria da cinética de acompanhamento do Reator 1 do dia 336.

N-NH ₄ (mgN.L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ .L ⁻¹ .gSST ⁻¹ .min ⁻¹)	N-NH ₄ (mgN.L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ .L ⁻¹ .gSST ⁻¹ .min ⁻¹)
260.53	0.28	102.11	0.71
255.60	0.47	88.56	0.66
229.42	0.57	65.69	0.86
214.97	0.65	43.72	0.55
200.22	0.60	28.97	0.60
175.84	0.64	24.15	0.58
138.82	0.66	23.25	1.10
114.75	0.72	5.19	0.59

Tabela A.18: Dados da cinética de acompanhamento do Reator 1 do dia 338.

tempo (h)	Concentração mg.L ⁻¹				pH	remoção N (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	DQO		
0	321.99	34.48	2.90	184.88	7.41	-
0.25	315.67	10.97	2.00	236.73	7.54	-
1.25	300.01	15.84	3.45	221.17	7.61	0.83
3.25	281.35	11.24	4.90	251.4	7.41	7.60
5.25	216.64	51.11	6.17	245.8	7.61	14.93
7.25	180.23	61.74	10.17	248.64	7.57	21.69
9.25	135.08	102.48	11.26	257.02	7.53	22.72
11.25	102.27	117.54	6.36	304.75	7.19	29.76
12.25	91.14	152.09	15.44	270.26	7.09	19.67
12.25				536.36		
12.333	70.37	147.66	13.62	450.15	7.75	28.06
12.583	63.15	90.08	13.07	406.06	8.79	48.35

13.083	55.62	67.05	10.17	292.52	9.45	58.74
14.083	49.55	51.99	1.82	304.73	8.44	67.90

N-NH ₄ ent:	643.97 mgN-NH ₄ .L ⁻¹
DQOent:	1072.72 mgO ₂ .L ⁻¹
SST:	3.74 gSST.L ⁻¹

Tabela A.19: Dados de acompanhamento do Reator R1 durante a Etapa 4-3, referente ao dia 344 a 365 de operação.

tempo (d)	Entrada (mg.L ⁻¹)		Saída (mg.L ⁻¹)				Conversão (%)	Remoção de N (%)	Remoção de DQO (%)
	N-NH ₄	DQO	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	DQO			
344	440.40	1295.00	7.45	32.99	8.53	192.70	98.31	88.88	85.12
345	474.11	1232.77	48.98	67.20	3.99	122.48	89.67	74.65	90.06
346	466.88	1626.92	0.00	11.49	4.72	180.97	100.00	96.53	88.88
347	468.69	1377.98	0.00	54.10	3.81	142.64	100.00	87.64	89.65
350	487.35	1409.60	27.74	11.68	9.62	239.12	94.31	89.94	83.04
351	513.84	1599.95	3.24	81.08	6.53	221.67	99.37	82.32	86.15
352	499.39	1466.71	2.94	27.91	6.71	268.16	99.41	92.48	81.72
355	504.21	1428.64	3.18	57.04	9.62	234.87	99.37	86.15	83.56
356	492.17	1676.08	4.14	37.10	3.44	176.77	99.16	90.92	89.45
357	511.43	1657.05	7.69	42.57	5.26	203.82	98.50	89.14	87.70
358	496.98	1561.88	5.41	34.94	1.63	198.26	98.91	91.55	87.31
359	450.03	1942.57	7.51	20.67	1.63	371.60	98.33	93.37	80.87
362	533.10	1676.08	24.49	63.68	3.08	241.55	95.41	82.88	85.59
363	493.37	1980.63	5.71	56.45	3.44	-64.51	98.84	86.70	103.26
364	507.82	1733.19	9.32	81.86	3.63	196.99	98.16	81.33	88.63
365	486.15	1847.39	10.64	43.54	5.02	259.81	97.81	87.82	85.94

Tabela A.20: Dados da cinética de acompanhamento do Reator 1 do dia 364

tempo (h)	Concentração (mg.L ⁻¹)				pH	remoção N (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	DQO		
0	169.27	0.00	0.00	572.12	8.45	
0.25	159.16	5.14	1.63	402.73	8.69	1.97
1		-2.83	2.17	447.31	8.57	-
1.25	140.20	37.48	2.36	421.23	8.03	-

2	0.00	28.62	2.36	456.33	7.56	-
2.25	114.92	70.70	3.26	353.29	7.96	-
3.25	61.35	85.2	3.08		7.96	48.53
4.25	19.12	76.73	3.26	416.33	7.82	41.45
4.3333	152.54	63.61	1.63	551.21	7.88	-
5	0.00	8.69	1.81	399.18	9.01	-
5.25	111.69	35.26	1.45	408.77	8.36	2.71

Tabela A.20 (cont.): Dados da cinética de acompanhamento do Reator 1 do dia 364.

tempo (h)	Concentração (mg.L ⁻¹)				pH	remoção N (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	DQO		
6	0.00	19.32	1.08	347.07		
6.25	86.07	52.54	2.36	389.03	7.91	7.59
7	0.00	45.89	1.81	406.61	7.9	-
7.25	51.78	74.24	2.36	409.18	7.7	15.84
8	0.00	58.30	0.18	357.47	7.78	-
8.25	26.34	75.13	0.36	313.26	7.58	39.84
9.25	7.03	78.67	1.27	324.20	7.55	48.62

N-NH _{4ent} :	507.82 mgN-NH ₄ .L ⁻¹
------------------------	---

DQOent:	1733.19 mgO ₂ .L ⁻¹
---------	---

SST:	4.25 gSST.L ⁻¹
------	---------------------------

Tabela A.21: Dados respirométricos da cinética de acompanhamento do Reator 1 do dia 364.

N-NH ₄ (mgN.L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ .L ⁻¹ .gSST ⁻¹ .min ⁻¹)	N-NH ₄ (mgN.L ⁻¹)	QO ₂ (mgO ₂ .L ⁻¹ .gSST ⁻¹ .min ⁻¹)
169.27	1.55	111.69	1.13
159.16	0.91	86.07	0.99
140.20	0.91	51.78	0.84
114.92	0.67	26.34	0.47
61.35	0.67	7.03	0.16
19.12	0.38		

Tabela A.22: Dados de acompanhamento do Reator R1 durante a Etapa 4-4, referente ao dia 366 a 398 de operação

tempo (d)	Entrada (mg.L ⁻¹)		Saída (mg.L ⁻¹)			Conversão (%)	Remoção de N	Remoção de DQO	
	N-NH ₄	DQO	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				DQO
366	423.54	2094.84	11.00	13.64	3.07	251.16	97.40	93.46	88.01
367	509.02	2209.05	4.20	6.40	6.31	230.88	99.17	96.68	89.55
369	498.19	2323.25	9.62	3.27	7.28	353.42	98.07	95.95	84.79
370	513.84	2170.98	7.21	27.52	8.57	221.02	98.60	91.57	89.82
371	529.49	2456.49	6.55	34.55	7.93	236.77	98.76	90.74	90.36
372	505.41	2323.25	10.22	22.24	4.37	312.71	97.98	92.71	86.54
373	552.36	2608.77	11.85	29.86	4.85	284.96	97.86	91.57	89.08
376	416.32	1657.05	21.06	29.28	8.25	228.53	94.94	85.93	86.21
377	419.93	1657.05	9.20	5.89	9.06	164.84	97.81	94.25	90.05
378	393.45	1428.64	10.52	5.89	10.84	245.73	97.33	93.07	82.80
379	447.62	1828.36	8.24	20.31	11.65	224.50	98.16	91.02	87.72
380	444.01	1638.01	8.54	22.08	10.03	255.79	98.08	90.85	84.38
384	427.16	1676.08	8.30	20.31	7.60	300.64	98.06	91.52	82.06
385	442.81	1980.63	8.48	0.00	11.65	271.50	98.09	95.46	86.29
386	505.41	1999.27	12.87	0.00	7.28	290.54	97.45	96.01	85.47
387	518.65	2342.29	28.58	0.00	5.02	309.57	94.49	93.52	86.78
390	554.77	2399.39		51.49	6.70	322.11	100.00		86.58
391	541.53	2247.12	8.78	25.80	5.82	284.85	98.38	92.54	87.32
392	553.29	1924.68	10.70	0.00	5.18	219.16	98.07	97.13	88.61
393	528.61	2295.31	13.77	0.00	2.91	271.50	97.39	96.84	88.17
394	519.86	2266.15	5.17	6.84	0.97	289.86	99.01	97.50	87.21
398	531.90	2722.98		0.00	3.72	319.09	100.00		88.28

Tabela A.23: Dados da cinética de acompanhamento do Reator 1 do dia 392.

tempo (h)	Concentração mg.L ⁻¹				pH	remoção N (%)	
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	DQO			
0	157.05	0.00	1.29	698.34	8.59		
0.25	139.60	0.00	1.62	389.13	8.54	10.09	
1		0.00	7.77		8.66		
1.25	128.46	6.95	8.57	376.19	8.21	8.32	
2.25	97.16	8.37	5.18	354.59	8.01	29.51	
3		4.82	2.10	388.61	7.97		
3.25	74.11	27.50	3.24	397.66	8.01	33.24	
4.25	31.75	36.01	4.37		7.74	54.08	
4.2833	158.86	0.00	2.91	593.93	7.32	-3.00	
5	0.00	0.00	3.07	438.59	9.02		
5.25	108.90	0.00	3.07	364.15	8.1	28.71	
6	0.00	0.00	0.16		8.38		
6.25	88.08	12.97	1.29	274.40	7.86	34.83	
7	0.00	0.00	0.97	294.22	7.76		
7.25	70.08	0.00	1.29	314.20	7.46	54.55	
8	0.00	5.89	2.43		7.59		
8.25	44.64	17.94	2.91	283.71	7.74	58.30	
9.25	17.38	34.23	4.21			64.45	
N-NH ₄ ent:		553.29 mgN-NH ₄ .L ⁻¹					
DQOent:		1924.67 mgO ₂ .L ⁻¹					
SST:		4.25 gSST.L ⁻¹					

Tabela A.24: Dados respirométricos da cinética de acompanhamento do Reator 1 do dia 392.

N-NH ₄ (mgN.L ⁻¹)	QO ₂		N-NH ₄ (mgN.L ⁻¹)	QO ₂	
	(mgO ₂ .L ⁻¹ .gSST ⁻¹ .min ⁻¹)			(mgO ₂ .L ⁻¹ .gSST ⁻¹ .min ⁻¹)	

157.05	2.37	31.75	0.49
139.60		108.90	0.99
128.46	0.95	88.08	0.96
97.16	0.99	44.64	0.71
74.11		17.38	0.56

Tabela A.25: Dados de acompanhamento do Reator R1 durante a Etapa 4-4, referente ao dia 399 a 425 de operação.

tempo (d)	Entrada mg.L ⁻¹		Saída mg.L ⁻¹			Conversão (%)	Remoção de N (%)	Remoção de DQO (%)	
	N-NH ₄	DQO	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃				DQO
399	500.59	3027.53	7.87	0.00	2.26	252.47	98.43	97.97	91.66
400	527.08	3122.70	9.20	0.00	1.94	252.47	98.25	97.89	91.92
401	516.24	3122.70	4.56	0.00	3.07	319.09	99.12	98.52	89.78
405	505.41	3260.96	18.59	0.00	1.78	304.81	96.32	95.97	90.65
406	505.41	2880.27	14.98	0.00	1.78	304.81	97.04	96.68	89.42
407	525.88	3475.10	22.20	0.00	1.78	279.07	95.78	95.44	91.97
408	515.04	2993.55	9.92	0.00	1.46	220.96	98.07	97.79	92.62
412	422.34	2654.54	8.78	0.00	0.32	322.66	97.92	97.85	87.85
413	401.87	2363.96	7.45	0.00	0.00	235.49	98.15	98.15	90.04
414	437.99	3066.20	28.70	0.00	2.59	148.31	93.45	92.86	95.16
415	429.56	2315.53	3.84	0.00	1.78	143.47	99.11	98.69	93.80
419	467.94	2839.18	6.31	0.00	2.07	182.21	98.65	98.21	93.58
420	637.11	2335.27	5.29	22.26	2.07	200.37	99.17	95.35	91.42
421	467.94	2839.18	3.06	0.00	1.94	201.58	99.35	98.93	92.90
422	578.07	1784.01	2.16	0.00	1.29	191.90	99.63	99.40	89.24
423	320.04	2089.11	1.67	0.00	1.78	138.63	99.48	98.92	93.36
424	431.94	2802.00	6.07	0.00	2.91	153.15	98.60	97.92	94.53
425	431.94	2802.00	7.39	0.00	2.10	182.21	98.29	97.80	93.50

Tabela A.26: Dados da cinética de acompanhamento do Reator 1 do dia 420.

tempo (h)	Concentração mg.L ⁻¹				pH	remoção N (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	DQO		
0	157.95		0.00	778.26	8.53	
0.25	147.12	0.00	0.90	464.06	8.86	6.29
1		0.00	0.73	399.12	8.83	
1.25	126.05	0.00	1.24	249.26	8.80	19.41

2		0.00	0.00	2621.98	8.74	
2.25	117.62	0.00	0.05	214.30	8.66	25.50
3		0.00	3.11	224.29		
3.25	95.35	0.00	1.41	209.30	8.54	38.74
4		0.00	1.75	174.34	8.53	
4.25	59.43	3.13	1.92	190.73	8.37	59.18

Tabela A.26 (cont.): Dados da cinética de acompanhamento do Reator 1 do dia 420.

tempo (h)	Concentração mg.L ⁻¹				pH	remoção N (%)
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	DQO		
4.28	200.09	0.00	1.07	583.94		-0.53
5		0.00	0.56	573.95	8.62	
5.25	143.51	0.00	1.75	369.15	8.77	27.41
6.25	127.26	1.91	1.58	267.06	8.64	34.66
7		0.00	1.41	349.17	8.64	
7.25	111.00	8.11	3.45		8.48	38.75
8.25	100.36	6.68	0.00	246.63	8.44	46.51
10.25	60.39	14.31	1.07	302.84	8.36	62.13
12		0.00	10.25	259.25	8.39	94.88
12.25	33.33	29.37	11.61	265.65	8.19	62.87
13	5.29	22.26	2.26	260.56	8.55	85.11

N-NH _{4ent} :	637.11 mgN-NH ₄ .L ⁻¹
DQOent:	2335.27 mgO ₂ .L ⁻¹
SST:	3.70 gSST.L ⁻¹

Tabela A.27: Dados respirométricos da cinética de acompanhamento do Reator 1 do dia 420.

N-NH ₄ (mgN.L ⁻¹)	QO ₂		QO ₂	
	(mgO ₂ .L ⁻¹ .gSST ⁻¹ .min ⁻¹)	N-NH ₄ (mgN.L ⁻¹)	(mgO ₂ .L ⁻¹ .gSST ⁻¹ .min ⁻¹)	
157.95	1.30	127.26	0.96	
147.12	1.12	111.00	0.90	
126.05	0.76	100.36	0.89	
117.62	0.77	60.39	0.83	
95.35	0.87	33.33	0.61	
59.43	0.88	5.29	0.55	
143.51	1.10			

Tabela A.28: Dados da concentração celular referente a Quarta Etapa:

tempo (d)	247	256	288	295	312	336	364	392	420
SST (gSST.L ⁻¹)	6.08	4.79	6.62	7.07	8.45	3.74	4.25	4.71	3.72

Tabela A.29: Dados de velocidade específica de consumo de amônio durante todo período de adaptação:

tempo (d)	μNH ₄ .X (mgN-NH ₄ .h ⁻¹)	X (gSST.L ⁻¹)	μNH ₄ (mgN-NH ₄ .gSST ⁻¹ .h ⁻¹)
28	30.03	1.26	23.83
63	26.81	1.26	21.27
78	34.63	1.16	29.86
89	29.29	1.16	25.25
90	29.13	1.16	25.11
140	44.17	1.52	29.06
179	42.04	1.08	38.92
198	41.80	3.01	13.89
225	38.75	7.10	5.46
286	30.73	6.56	4.68

312	53.99	8.47	6.38
313	50.26	8.45	5.95
364	34.52	4.25	8.12
365	31.24	4.25	7.35
392	27.28	4.71	5.79
393	34.14	4.71	7.25
420	20.93	3.70	5.66
