



UNIVERSIDADE ESTADUAL DA PARAÍBA
PRÓ-REITORIA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM CIÊNCIA E TECNOLOGIA AMBIENTAL

**AUTOMATIZAÇÃO E OTIMIZAÇÃO DE SISTEMAS DE LODO
ATIVADO EM REGIME DE BATELADAS SEQUENCIAIS VISANDO À
REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO**

LINCOLN SOARES MOTA

CAMPINA GRANDE – PB

2015

LINCOLN SOARES MOTA

**AUTOMATIZAÇÃO E OTIMIZAÇÃO DE SISTEMAS DE LODO
ATIVADO EM REGIME DE BATELADAS SEQUENCIAIS VISANDO À
REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO**

Dissertação apresentada a Coordenação do Curso de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental da Universidade Estadual da Paraíba, como parte integrante dos requisitos para a obtenção do título de Mestre em Ciência e Tecnologia Ambiental.

Orientador: Prof. Dr. Adrianus C. van Haandel

**CAMPINA GRANDE – PB
2015**

É expressamente proibida a comercialização deste documento, tanto na forma impressa como eletrônica. Sua reprodução total ou parcial é permitida exclusivamente para fins acadêmicos e científicos, desde que na reprodução figure a identificação do autor, título, instituição e ano da dissertação.

M917a Mota, Lincoln Soares.

Automatização e otimização de sistemas de lodo ativado em regime de bateladas sequenciais visando à remoção biológica de nitrogênio [manuscrito] / Lincoln Soares Mota. - 2015.

79 p. : il. color.

Digitado.

Dissertação (Mestrado em Ciência e Tecnologia Ambiental) - Universidade Estadual da Paraíba, Pró-Reitoria de Pós-Graduação e Pesquisa, 2015.

"Orientação: Prof. Dr. Adrianus Cornelius van Haandel, Pró-Reitoria de Pós-Graduação e Pesquisa".

1. Lodo ativado. 2. Nitrificação simultânea. 3. Sistema com zonas dedicadas. 4. Águas residuárias. I. Título.

21. ed. CDD 628.3


LINCOLN SOARES MOTA

**AUTOMATIZAÇÃO E OTIMIZAÇÃO DE SISTEMAS DE LODO
ATIVADO EM REGIME DE BATELADAS SEQUENCIAIS VISANDO À
REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO**

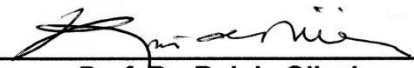
Dissertação apresentada a Coordenação do Curso de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental da Universidade Estadual da Paraíba, como parte integrante dos requisitos para a obtenção do título de Mestre em Ciência e Tecnologia Ambiental.

DISSERTAÇÃO APROVADA EM 26 / 06 / 2015

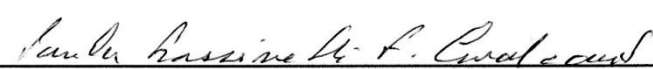
BANCA EXAMINADORA



Prof. Dr. Adrianus C. van Haandel
Orientador (UFCG)



Prof. Dr. Rui de Oliveira
Examinador Interno (UEPB)



Prof.ª Dra. Paula Frassinetti Feitosa Cavalcanti
Examinador Externo (UFCG)

**CAMPINA GRANDE – PB
2015**

Aos meus pais, Joacil e Alexleide, que muito contribuem e me incentivam em todas as áreas da minha vida. À minha esposa Viviane e meu filho Enzo, pelo carinho, amor, incentivo, dedicação e compreensão.

DEDICO.

AGRADECIMENTOS

A Deus, por estar sempre ao meu lado em todos os momentos da minha vida e por ter permitido a conclusão desta pós-graduação.

Aos meus pais, Joacil e Alexleide, pelo incentivo, amor, amizade e companheirismo.

À minha esposa Viviane, pelo amor, carinho, ajuda e compreensão.

Ao meu filho Enzo, pelo sorriso que revigora minhas forças e me faz crescer.

À minha irmã Larissa e sua família, por todo carinho e atenção.

Aos meus avôs e avós pela constante torcida pelo meu sucesso.

Aos meus familiares pela amizade, torcida e incentivo.

Ao professor Adrianus, pela orientação, confiança e amizade em mim depositada.

Aos professores do programa, pelos conhecimentos transmitidos, em especial aos professores José Tavares e Rui de Oliveira pelas valorosas contribuições ao longo da pesquisa.

Aos professores Valderi e Wilton pela amizade e confiança.

À CAPES pelo incentivo financeiro proporcionado.

À Josemberg pela amizade e pelos serviços prestados na secretaria do curso;

À professora Paula pela amizade e disponibilidade em fazer parte da banca examinadora com suas valorosas contribuições.

Aos amigos da EXTRABES: Silvânia, Sílvia, Danikelly, João Paulo, João, Nélia, Vinícius, Heraldo, Elivânia e Laio, pela amizade, incentivo e ajuda ao longo da pesquisa.

RESUMO

O tratamento biológico vem se mostrando, ao longo dos anos, uma alternativa viável para o tratamento de águas residuárias. No período de mais de um século que se aplicam sistemas biológicos, se desenvolveram vários processos que possibilitaram uma diversificação do objetivo do tratamento, além de maior eficiência e menor custo. O sistema que exhibe maior versatilidade é, provavelmente, o sistema de lodos ativados. O presente trabalho de dissertação aborda a construção e operação de sistemas de lodo ativado, em regime de bateladas sequenciais (RBS), para obtenção das melhores condições operacionais que favoreçam a remoção de material orgânico e nitrogênio de águas residuárias municipais. A essência do trabalho é uma comparação entre dois tipos de sistemas, um com nitrificação e desnitrificação simultâneas e outro com zonas distintas para nitrificação e desnitrificação. Também foi dada ênfase à influência da automatização nestes reatores para operação dos sistemas de tratamento com a mínima intervenção humana. Como conclusão tem-se que o sistema com nitrificação e desnitrificação simultâneas é eficiente para remoção de nitrogênio quando operado com concentração de oxigênio dissolvido entre 0,2 mg/L e 0,3 mg/L. As planilhas modelos desenvolvidas para os sistemas mostraram ser uma ferramenta importante para projetar reatores RBS para remoção de nitrogênio. O controle da vazão de recirculação de licor misto no sistema com zonas separadas é de fundamental importância para manter a operação do sistema de forma estável e com a capacidade de tratamento adequada. Comparando as duas configurações de reatores estudadas verifica-se que ambos possuem potencial de tratamento favorável para remoção de nitrogênio, mas o sistema com nitrificação e desnitrificação simultâneas apresentou melhor capacidade de remoção.

Palavras-chave: Lodo ativado; Nitrificação e desnitrificação simultânea; Sistema com zonas dedicadas.

ABSTRACT

Biological treatment has proven, over the years, a viable alternative for treating wastewater. In the period of over a century that apply biological systems they have developed several processes that made it possible to diversify the goal of treatment, as well as greater efficiency and lower cost. The system displays versatility is probably the activated sludge system. This dissertation addresses the construction and activated sludge systems operation, sequencing batch system (RBS), to obtain the best operating conditions favoring the removal of organic matter and nitrogen from municipal wastewater. The essence of this work is a comparison between two types of systems, with simultaneous nitrification and denitrification and another with distinct zones for nitrification and denitrification. It was also emphasized the influence of automation in these reactors for the operation of treatment systems with minimal human intervention. As conclusion the system with simultaneous nitrification and denitrification is effective for nitrogen removal when operated with a concentration of dissolved oxygen between 0.2 mg / L and 0.3 mg / L. The spreadsheet models developed for systems proved to be an important tool for designing RBS reactors for nitrogen removal. Control of mixed liquor recirculation flow in the system with separate zones is of paramount importance to maintain stable operation of the system and with the proper treatment capacity. Comparing the two configurations studied reactors it is noted that both have the potential to favorably nitrogen removal, but the system with simultaneous nitrification and denitrification had better removal capacity.

Keywords: Activated sludge; Nitrification and denitrification simultaneous; system with dedicated areas.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 3.1 – Evolução histórica dos sistemas de tratamento.....	6
Figura 3.2 – Representação das frações do material orgânico em águas residuárias.	9
Figura 3.3 – Representação esquemática das formas e das reações do material nitrogenado no sistema de lodo ativado.....	10
Figura 3.4 – Esquema dos transportes e transformações do nitrogênio que podem ocorrer em um suporte inerte e em floco/grânulo de lodo aeróbio.....	13
Figura 4.1 – Bacias de esgotamento sanitário de Campina Grande - PB.....	24
Figura 4.2 – Sistemas RBS operados em escala piloto (esquerda) e de bancada (meio e direita).....	24
Figura 4.3 – Esquema dos sistemas em escala piloto.....	27
Figura 4.4 – Painel elétrico com temporizadores programados.....	29
Figura 4.5 – Bombas submersas (esquerda) e boia elétrica (direita) utilizadas para alimentação dos reatores.....	30
Figura 4.6 – Bombas de homogeneização de esgoto.....	30
Figura 4.7 – Conjunto compressor/filtro como fonte de oxigênio para os sistemas ..	31
Figura 4.8 – Difusores de ar.....	32
Figura 4.9 – Válvula de controle para entrada de ar no reator.....	33
Figura 4.10 – Sensor e controlador de OD utilizado no sistema SND	33
Figura 4.11 – Bomba de recirculação do sistema N/D escala piloto	34
Figura 4.12 – Bomba de descarte do efluente.....	35
Figura 4.13 – Válvula para entrada de ar na tubulação de descarte.....	36
Figura 4.14 – Esquema dos sistemas em escala de bancada.....	37
Figura 4.15 – Sistema de aeração dos reatores em escala de bancada	39
Figura 4.16 – Bomba de recirculação de licor misto no sistema N/D.....	40
Figura 4.17 – Bombas de descarte do sistema N/D escala de bancada.....	41
Figura 4.18 – Microcontrolador em desenvolvimento para sistemas RBS	47
Figura 5.2 – Gráfico das frações de nitrogênio em função do tempo de batelada para os perfis de monitoramento do sistema SND com OD igual a 1,3; 0,5 e 0,3 mg/L.	50
Figura 5.3 – Modelo de planilha desenvolvida para o sistema SND	53
Figura 5.4 – Relação entre as concentrações de OD e as taxa de r_N e r_D para o sistema SND conforme o modelo desenvolvido	54

Figura 5.5 – Modelo de planilha desenvolvida para sistema de tratamento N/D.....57

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1 – Tempo definido para as etapas do processo na escala piloto.....	29
Tabela 4.2 – Tempo definido para as etapas do processo na escala de bancada....	38
Tabela 5.2 – Informações necessárias para simulação de sistemas aeróbios para remoção de nitrogênio.	55

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

μ :	Taxa específica de crescimento de autotróficas (d^{-1})
μ_{max} :	Taxa específica máxima de crescimento de autotróficas (d^{-1})
bh:	Constante de decaimento de Nitrosomonas (d^{-1});
bn:	Constante de decaimento (d^{-1})
Bn:	Balço de massa do material nitrogenado
CLP	Controlador lógico programável
CO	Capacidade de oxigenação
CO ₂	Dióxido de carbono
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
Cr:	Massa de lodo ativo presente no sistema por unidade de DQO biodegradável aplicada por dia
D	Câmara de desnitrificação do sistema N/D
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio (mg/L)
DQO	Demanda química de oxigênio (mg/L)
EXTRABES	Estação Experimental de Tratamentos Biológicos de Esgotos Sanitários
f:	Fração de lodo orgânico decaído como resíduo endógeno
f_{bs} :	Fração dissolvida da DQO biodegradável do afluente
f_{cv} :	Produção de massa bacteriana (gSSV/gDQO)
f_n :	Fração de nitrogênio total kjeldahl em lodo volátil
f_{up} :	Fração de DQO não biodegradável particulada
f_{us} :	Fração de DQO não biodegradável solúvel
f_v :	Fração volátil de lodo
H ₂ O	Água
IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
k:	Constante de sedimentabilidade
k_1 :	Constante de desnitrificação para material rapidamente biodegradável (mgN/mgX _a /d);
k_2	Constante de desnitrificação para material lentamente biodegradável (mgN/mgX _a /d);
k_3	Constante de desnitrificação para material lentamente biodegradável

	(mgN/mgX _a /d);
k _{1a}	Constante de transferência (min ⁻¹)
k _n	Constante de meia saturação de Monod (mgN/L)
k _o :	Constante de meia saturação (mgOD/L),
N/D	Sistema com nitrificação e desnitrificação em zonas distintas
N:	Câmara de nitrificação do sistema N/D
Na	Concentração da amônia no licor misto (mgN/L);
Nc:	Fluxo da concentração de amônia nitrificada (mgN/d);
Nl:	Concentração de NTK para a produção de lodo de excesso (mgN/L).
n-nh ₄ ⁺	Nitrogênio na forma de nitrogênio amoniacal
n-no ₂ ⁻	Nitrogênio na forma de nitrito
n-no ₃ ⁻	Nitrogênio na forma de nitrato
NTK	Concentração de nitrogênio total kjeldahl (mgN/L)
Θ	Coeficiente de atividade de temperatura – Arrhenius
OD:	Concentração de oxigênio dissolvido (mg/L)
pH:	Potencial hidrogeniônico
PVC	Policloreto de vinila
Q	Vazão (unidade de volume / unidade de tempo)
Q _r	Vazão de recirculação (unidade de volume / unidade de tempo)
RBS	Reator em bateladas sequenciais
r _D	Taxa de desnitrificação (mgN/L/d)
R _h	Tempo de permanência do líquido (d)
r _N	Taxa de nitrificação (mgN/L/d)
R _s	Idade de lodo (d)
R _{sn}	Idade de lodo mínima para que ocorra nitrificação
S:	Concentração de substrato (mg/L)
S _{ba} :	DQO biodegradável afluente (mg/L)
S _{bsa} :	DQO biodegradável solúvel afluente (mg/L)
SND	Sistema com nitrificação e desnitrificação simultânea
SSV:	Sólidos suspensos voláteis
S _{ta}	DQO total afluente (mg/L)
STS	Sólidos totais suspensos
t	Tempo (h)

T:	Temperatura (°C)
TCO	Taxa de consumo de oxigênio (mgO ₂ /L/h)
TMO	Taxa máxima de oxigenação
UEPB	Universidade Estadual da Paraíba
UFPG	Universidade Federal de Campina Grande
X:	Concentração de lodo
X _a :	Concentração de lodo ativo (mgSSV/L)
X _e :	Concentração de resíduo endógeno (mg/L)
X _i :	Concentração de lodo inerte (mg/L)
X _n :	Concentração ativa de bactérias (mgX _n /L);
X _t :	Concentração de lodo (gSTS/L);
X _v :	Concentração de sólidos voláteis no licor misto (mgSSV/L).
Y:	Coeficiente de crescimento de lodo (mgSVS/mgDQO)
Y _n :	Coeficiente de rendimento das autotróficas (mgN/L/d)

SUMÁRIO

RESUMO	vi
ABSTRACT	vii
LISTA DE ILUSTRAÇÕES	viii
LISTA DE TABELAS	x
LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS	xi
Capítulo I	1
1. Introdução	1
Capítulo II	3
2. Objetivos	3
2.1. Geral	3
2.2. Específicos.....	3
Capítulo III	4
3. Revisão de literatura.....	4
3.1. Panorama geral das águas residuárias municipais	4
3.2. Tratamento biológico de águas residuárias	5
3.3. Sistema aeróbio: lodo ativado	7
3.4. Reator de bateladas sequenciais – RBS	8
3.5. Material orgânico em águas residuárias.....	9
3.6. Remoção biológica de nitrogênio	10
3.6.1. Amonificação / Assimilação	10
3.6.2. Nitrificação.....	11
3.6.3. Desnitrificação	11
3.6.4. Balanço de massa de material nitrogenado	12
3.6.5. Nitrificação e desnitrificação simultâneas – SND	13
3.6.6. Nitrificação e desnitrificação em sistemas com zonas distintas	13
3.6.7. Cinética de nitrificação.....	14
3.6.8. Cinética da desnitrificação	17
3.7. Respirimetria.....	19
3.8. Automatização x Automação.....	20
3.8.1. Automatização de sistemas de tratamento de esgoto.....	21
Capítulo IV	23

4. Material e métodos	23
4.1. Alimentação	23
4.2. Sistemas Operados.....	24
4.2.1. Sistemas em escala piloto (1ª Etapa)	25
4.2.2. Sistemas em escala de bancada	36
4.3. Modelagem matemática para o sistema SND	41
4.4. Modelagem matemática para o sistema N/D.....	43
4.5. Sistema de controle	46
Capítulo V	48
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	48
2.1. Problemas operacionais.....	48
2.2. Perfis de monitoramento dos sistemas.....	49
Capítulo IV	59
6. CONCLUSÕES	59
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	61

Capítulo I

1. Introdução

Os numerosos estudos sobre processos de tratamento de resíduos líquidos que vem sendo desenvolvidos, em geral, combinam uma busca de alternativas que sejam eficientes do ponto de vista de tratamento e economicamente viáveis. Aplicar um processo que atenda aos padrões de lançamento de efluentes com o menor custo possível é uma condição ideal para toda estação de tratamento de esgoto.

O tratamento biológico vem se mostrando, ao longo dos anos, uma alternativa viável para o tratamento de águas residuárias. No período de mais de um século que se aplicam sistemas biológicos, foram se desenvolvendo vários processos que possibilitaram uma diversificação do objetivo do tratamento, além de maior eficiência e menor custo. O sistema que exhibe maior versatilidade, é provavelmente, o sistema de lodos ativados.

A utilização de sistemas de lodos ativados, além de proporcionar boa remoção de material orgânico, favorece a remoção dos nutrientes nitrogênio e fósforo, os quais são responsáveis pelo processo de eutrofização dos corpos aquáticos receptores de efluentes. Nos sistemas de lodos ativados existentes, geralmente se usa fluxo contínuo com reatores sequenciais, onde se desenvolvem os processos de tratamento. Recentemente a utilização de lodos ativados em sistemas em bateladas sequenciais tem se mostrado uma alternativa interessante, não somente pela possibilidade de redução de operadores, através de automação, mas também pela perspectiva de redução de custos operacionais. No que tange à otimização da operação de sistemas de lodo ativado, a teoria é utilizada para operar sistemas já existentes de maneira que seja produzido um efluente final com boa qualidade e com o mínimo de custos, assegurando-se boa estabilidade operacional (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

O presente trabalho de dissertação aborda a construção e operação de sistemas de lodo ativado, em regime de bateladas sequenciais (RBS), para obtenção das melhores condições operacionais que favoreçam a remoção de material orgânico e nitrogênio de águas residuárias municipais. A essência do trabalho consiste em uma comparação entre dois tipos de sistemas, dos quais um

com nitrificação e desnitrificação simultâneas e outro com zonas distintas para nitrificação e desnitrificação. Também, foi dada ênfase à influência da automatização nesses reatores.

2. Objetivos

2.1. Geral

Este trabalho teve como objetivo estruturar uma unidade de um sistema de tratamento para águas residuárias municipais, através da utilização de sistemas de lodos ativados em regime de bateladas sequenciais, para a remoção biológica de material orgânico e nitrogênio.

2.2. Específicos

São os seguintes os objetivos específicos:

- Automatizar os RBS's para a mínima intervenção manual de operadores;
- Determinar e avaliar a quantidade mínima de equipamentos e instrumentos necessários para operação;
- Determinar as melhores condições operacionais para a remoção de material orgânico e nitrogênio dos sistemas;
- Desenvolver modelo, segundo a teoria de lodo ativado, que estime as condições necessárias para a operação dos reatores, visando à remoção de nitrogênio;
- Avaliar o funcionamento de um sistema RBS com câmara única e nitrificação e desnitrificação simultâneas;
- Avaliar o funcionamento de um sistema RBS com zonas distintas para nitrificação e para desnitrificação;
- Comparar as duas configurações de reatores operadas.

3. Revisão de literatura

3.1. Panorama geral das águas residuárias municipais

A geração de resíduos acompanha a humanidade desde o seu surgimento. Historiadores relatam que, ao longo dos anos, um dos fatores limitantes para a permanência do homem em qualquer região do mundo estava relacionado à disponibilidade de água e alimento que suprisse suas necessidades (JORDÃO; PESSÔA, 2005).

Devido à utilização dos recursos naturais disponíveis, houve um aumento exponencial dos resíduos gerados pelo homem, principalmente as águas residuárias (despejo líquido descartado após utilização da água). Essas se compõem, essencialmente, da água de banho, excretas, restos de comida, sabão, detergentes e águas de lavagem (BRAGA et al., 2002; FUNASA, 2006).

A composição das águas residuárias municipais é expressa tendo-se como base o uso para o qual esta foi empregada e varia de acordo com o clima, os hábitos e as condições socioeconômicas da população, a contaminação com efluentes industriais, infiltração de águas pluviais, idade das águas residuárias, entre outros (JORDÃO; PESSÔA, 2005). Assim, estão, cada vez mais, sendo objeto de estudo em todo o mundo, pois há a necessidade de se desenvolver tecnologias cada vez mais específicas que garantam a disponibilidade de água para as diversas atividades da população.

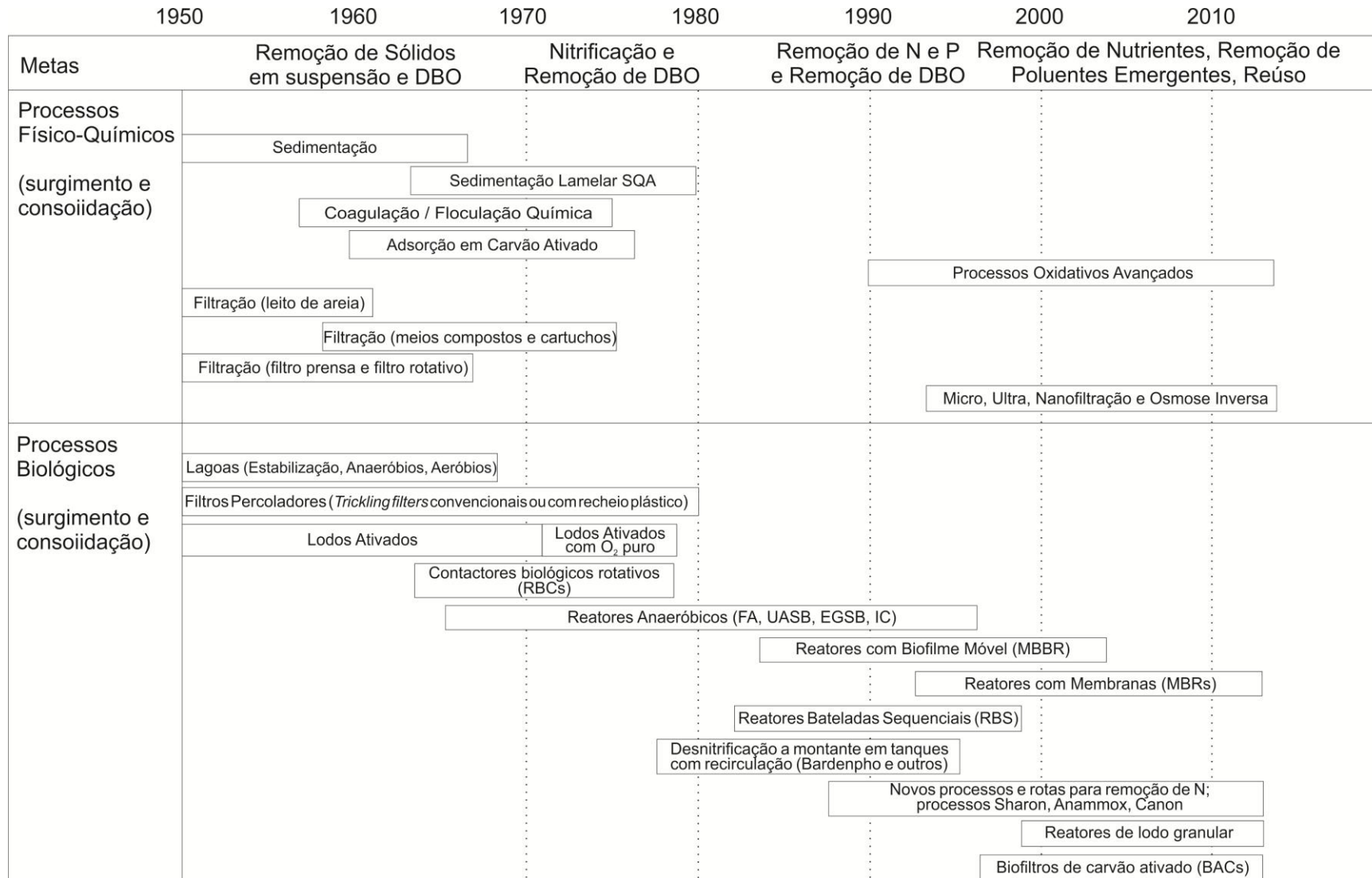
O processo de tratamento de águas residuárias envolve uma série de etapas, as quais podem ser físicas, químicas ou biológicas. Estas são divididas em: Tratamento Preliminar (remoção de material grosseiro, areia e gorduras), Tratamento Primário (remoção dos sólidos sedimentáveis e parte da matéria orgânica), Tratamento Secundário (remoção da matéria orgânica e eventualmente parte dos nutrientes) e, por fim, o Tratamento Terciário (remoção de poluentes mais específicos, como nitrogênio e fósforo) (VON SPERLING, 2005).

3.2. Tratamento biológico de águas residuárias

Muitos têm sido os avanços quando o assunto é tratamento de águas residuárias por processos biológicos, porém este tema nunca foi tratado como um conhecimento consolidado, haja vista que a cada dia surgem novos conhecimentos que permitem desenvolver novas tecnologias para tratar diferentes tipos de efluentes. Essas descobertas e avanços do conhecimento propiciaram desenvolvimentos tecnológicos importantes, tanto no âmbito do tratamento anaeróbio, com os sistemas que promovem retenção microbiana com remoção do material orgânico, como no tratamento aeróbio, com diferentes processos para remoção de nitrogênio e processos para remoção e até recuperação de fósforo e enxofre (DEZOTTI et al., 2011).

A Figura 3.1 ilustra a evolução histórica dos sistemas de tratamento de efluentes através de processos físico-químicos e biológicos.

Figura 3.1 – Evolução histórica dos sistemas de tratamento



Fonte: Dezotti et al. (2011)

O tratamento biológico aeróbio consiste na estabilização do material orgânico presente nos efluentes (domésticos ou industriais). Para efluente doméstico, a depender do tipo de tratamento escolhido, pode-se também obter a remoção de organismos patogênicos e/ou nutrientes, sobretudo nitrogênio e fósforo (CORDI et al., 2008).

É fato que a presença de nutrientes em águas de superfície provoca desequilíbrio no ecossistema aquático, pois estes ocasionam o processo de eutrofização, fazendo com que o oxigênio dissolvido (OD) dos corpos aquáticos se torne instável e, às vezes (especialmente de noite), seja reduzido a valores próximos a zero, inviabilizando a sobrevivência de macrorganismos aquáticos. A presença destes nutrientes, juntamente com dióxido de carbono, é condição ideal para o crescimento de microrganismos autótrofos, o que pode trazer diversos prejuízos ao corpo aquático, aumentando, assim, o tempo para a autodepuração. Portanto, a remoção de nutrientes associada à remoção de material orgânico de águas residuárias tem grande importância ecológica e é uma real necessidade dos sistemas de tratamento atuais.

3.3. Sistema aeróbio: lodo ativado

O tratamento aeróbio de águas residuárias consiste na degradação biológica de substâncias orgânicas na presença de oxigênio livre. Nos processos de degradação de águas residuárias, parte da matéria orgânica é oxidada para produzir energia para os microrganismos (catabolismo) e outra parte é convertida em novas células (anabolismo) que, na ausência da matéria orgânica, passam a metabolizar suas reservas celulares (respiração endógena) para obter energia, transformando-se nos produtos finais CO_2 , H_2O , entre outros (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

Dentre os processos de tratamento aeróbio de águas residuárias o sistema de lodo ativado é o mais conhecido e estudado. Em geral, trata-se de um tanque de aeração, com ou sem mistura, no qual o afluente (esgoto doméstico) entra em contato com o lodo já inoculado, formando uma mistura chamada de "licor misto". Essa mistura recebe oxigênio através de um equipamento de aeração (compressor de ar, soprador ou oxigênio puro) que, através de difusores submersos, distribui uniformemente o oxigênio no reator para oxidar o material orgânico presente (VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2007; ACQUA ENGENHARIA, 2010).

Por apresentar efluentes finais com baixos valores de DQO (demanda química de oxigênio) e sólidos em suspensão e, ainda, possibilitar a remoção de nutrientes, é que os sistemas aeróbios ganham destaque no tratamento de esgoto doméstico e até industrial. A desvantagem dos reatores de lodo ativado está no alto custo de instalação e operação, assim como alto volume e massa de lodo gerado pelo sistema, quando comparado aos sistemas anaeróbios. Todavia, a análise do custo-benefício não é o único aspecto que determinará a utilização de um ou outro sistema: os sistemas aeróbios são indicados quando for necessário ter alta eficiência de remoção de material orgânico ou remoção dos nutrientes nitrogênio e fósforo.

3.4. Reator de bateladas sequenciais – RBS

O princípio do processo de lodos ativados por batelada consiste na incorporação de todas as unidades de processos e operações (enchimento, reação, sedimentação e descarga), em um único tanque. Estas etapas tornam-se sequenciais no tempo, mas ocorrem todas no mesmo ambiente físico. Neste aspecto, são diferentes dos sistemas de fluxo contínuo, onde diferentes aspectos do tratamento ocorrem em ambientes distintos, todos simultaneamente. A duração de cada etapa está sempre sujeita à natureza da água residuária, assim como das condições operacionais do reator (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999; VON SPERLING, 2001; VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2007; CANALES; MENDES, 2014).

Na sua essência, o tratamento se dá quando há descarga de uma batelada de esgoto numa massa de bactérias retida em um reator, ocorrendo à remoção dos constituintes indesejáveis (material orgânico, material nitrogenado e, em alguns casos, o fósforo), seguida por sedimentação para separação dos sólidos. Por fim, o efluente clarificado é descarregado, livre de sólidos em suspensão (DAVIS; CORNWELL, 2008).

Embora o início da utilização dos reatores com operação intermitente (batelada) tenha se dado há décadas, foi a partir do início de 1980 que essa tecnologia tornou-se mais difundida e aplicada no tratamento de uma maior diversidade de efluentes. Isso se deve, parcialmente, ao melhor conhecimento do sistema e ao emprego de tecnologias mais confiáveis que tornassem os sistemas cada vez mais automatizados. Nos últimos anos, face à crescente preocupação

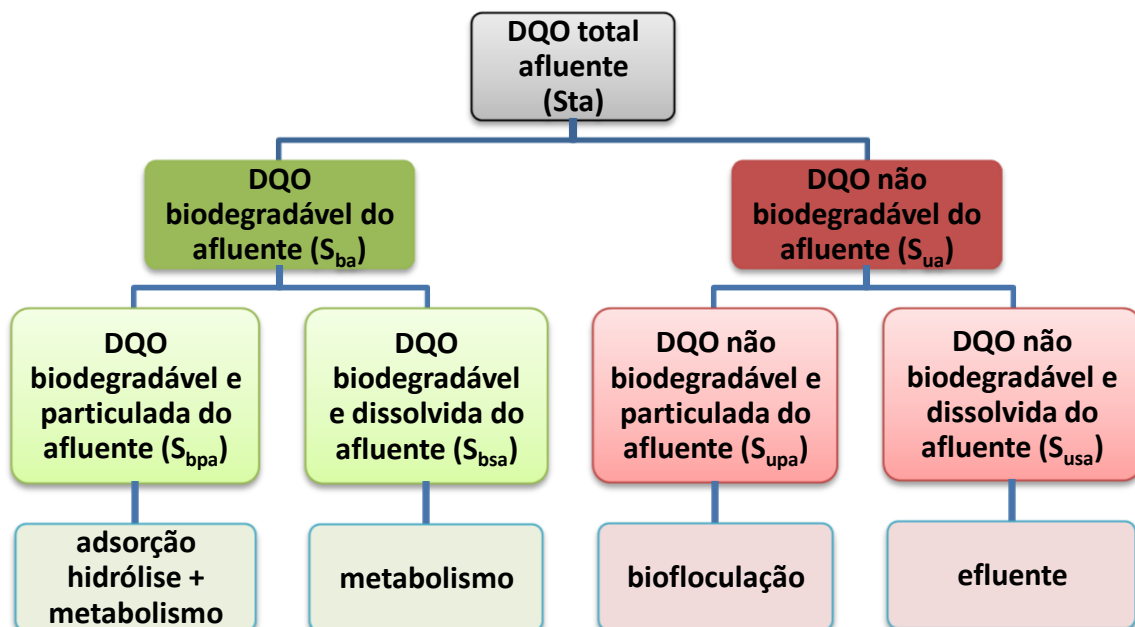
quanto ao lançamento de nutrientes nos cursos d' água, os reatores de batelada têm sido modificados para alcançar a nitrificação, desnitrificação e remoção biológica de fósforo (VON SPERLING, 2002).

O sistema RBS possui vantagens em relação aos métodos convencionais de lodos ativados, pois estes são de mais fácil construção, são mais suscetíveis à adição de equipamentos de controle, possuem grande flexibilidade no que diz respeito à variação das cargas e vazões, o funcionamento é relativamente mais simples e o lodo possui boa sedimentabilidade (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

3.5. Material orgânico em águas residuárias

A composição das águas residuárias pode variar segundo a sua origem. Em se tratando de material orgânico, Van Haandel e Marais (1999) identificam quatro frações na composição dos esgotos domésticos (Figura 3.2).

Figura 3.2 – Representação das frações do material orgânico em águas residuárias.



Fonte: Van Haandel e Marais (1999), adaptado.

Em termos de fração tem-se que: a fração da DQO afluente não biodegradável e dissolvida, f_{us} , é a razão entre S_{usa} e S_{ta} ; a fração da DQO afluente

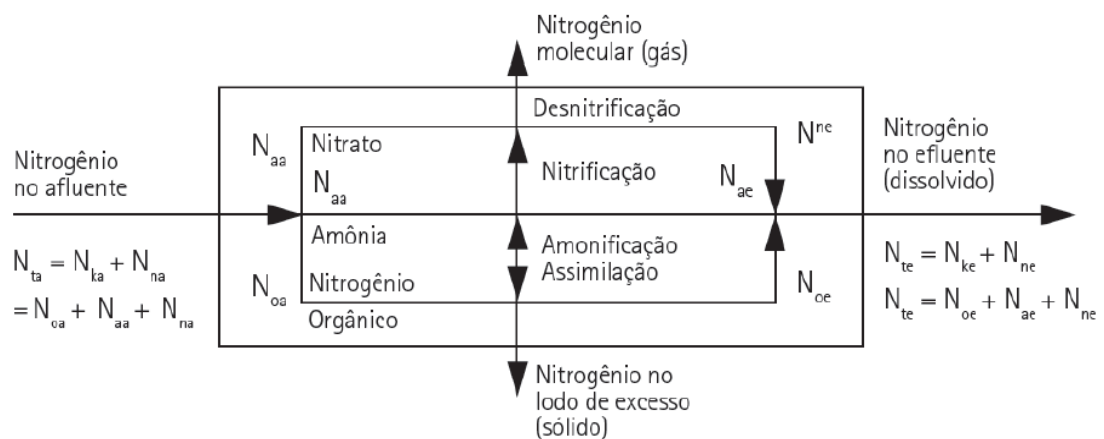
não biodegradável e particulada, f_{up} , é a razão entre S_{upa} e S_{ta} ; e a fração dissolvida da DQO biodegradável do afluente, f_{bs} , é a razão entre S_{sba} e S_{ba} .

3.6. Remoção biológica de nitrogênio

O material nitrogenado presente em águas residuárias se compõe predominantemente de nitrogênio amoniacal (NH_3 e NH_4^+) e nitrogênio orgânico (ureia, aminoácidos e outras substâncias orgânicas com o grupo amino). No sistema de lodo ativado podem acontecer vários processos que mudam a forma do material nitrogenado, ocorrendo reações de: a) amonificação (ou, o inverso: assimilação da amônia) b) nitrificação e c) desnitrificação (HENRIQUE, 2010).

A Figura 3.3 mostra as frações de nitrogênio presentes em um sistema de lodo ativado, com as reações que ocorrem no tratamento de águas residuárias.

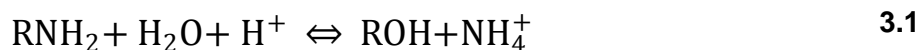
Figura 3.3 – Representação esquemática das formas e das reações do material nitrogenado no sistema de lodo ativado



Fonte: Van Haandel e Marais (1999)

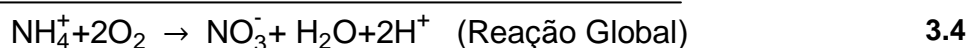
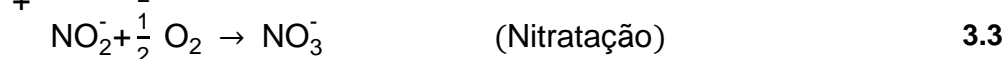
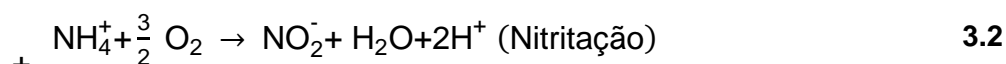
3.6.1. Amonificação / Assimilação

A amonificação é a reação na qual o nitrogênio orgânico é convertido a nitrogênio amoniacal. O processo inverso, no qual o nitrogênio amoniacal é convertido a nitrogênio orgânico, é chamado de assimilação (Equação 3.1). Considerando que o pH do licor misto está próximo ao neutro ($pH=7$), o nitrogênio amoniacal aparece predominantemente na forma iônica (NH_4^+) (VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2012).



3.6.2. Nitrificação

O processo de nitrificação consiste na conversão do nitrogênio na forma de íon amônio (N-NH_4^+) para nitrito (N-NO_2^-), sendo este oxidado por bactérias nitrificantes autotróficas que utilizam CO_2 como fonte de carbono, na presença de oxigênio dissolvido. No processo de nitrificação duas etapas distintas são bem definidas. A primeira é a nitritação, que é a oxidação da amônia a nitrito pelas bactérias oxidadoras de amônia (Equação 3.2), nessa etapa as bactérias Nitrosomonas são as mais conhecidas. A segunda etapa, é a nitratação, com a oxidação do nitrito a nitrato pelas bactérias oxidadoras de nitrito (Equação 3.3), na qual as bactérias Nitrobacter são as mais estudadas (ABREU, 1994; YE; THOMAS, 2001; BORTOLI et al., 2012).



3.6.3. Desnitrificação

A desnitrificação é a transformação do nitrato a nitrogênio molecular na ausência de oxigênio, sendo as enzimas necessárias para a desnitrificação produzidas sob, ou próximo, a condições anaeróbias. A conversão é feita por bactérias anaeróbias ou facultativas, estas são heterotróficas capazes de reduzir nitrato em duas etapas. A primeira é a conversão de nitrato a nitrito e a segunda é a produção de óxido nítrico, óxido nitroso e gás nitrogênio. Caso as células em crescimento anaeróbio sejam expostas ao oxigênio, essas são prontamente inibidas. Em ambientes anaeróbios, ocorre também a redução assimilatória de nitrato a amônia, via nitrito, também chamada de amonificação (ABREU, 1994; YE; THOMAS, 2001; METCALF & EDDY, 2003; BORTOLI et al., 2012).



Para que ocorra a desnitrificação é importante saber que algumas condições básicas devem ser atendidas. Primeiro, o sistema deve ser dotado de bactérias facultativas, que tanto utilizem tanto OD como nitrato para oxidação da matéria orgânica. Segundo, a presença de OD no licor misto inibe o processo da desnitrificação. Terceiro, os microrganismos precisam de condições ambientais adequadas para se desenvolverem (a taxa de desnitrificação aumenta com o aumento da temperatura até 40°C, e o pH ideal do licor misto é entre 7,0 e 7,5). Por fim, é necessário que haja material orgânico biodegradável no reator para atuar como doador de elétrons na redução do nitrato.

3.6.4. Balanço de massa de material nitrogenado

Como definido por Van Haandel e Marais (1999), e representado na Figura 3.3, o nitrogênio pode deixar o processo de tratamento pelas seguintes formas: (1) como material sólido no lodo de excesso; (2) como material dissolvido no efluente ou (3) como nitrogênio gasoso para a atmosfera.

O balanço de massa do material nitrogenado (B_n) permite verificar a fração de recuperação do nitrogênio como sendo a razão dos três fluxos que deixam o sistema e o fluxo afluente (Equação 3.5). Assim, é possível verificar a acuracidade da análise e a confiabilidade dos dados obtidos.

$$B_n = (\text{MN}_i + \text{MN}_{te} + \text{MN}_d) / \text{MN}_{ta} \quad 3.6$$

Sendo:

B_n : balanço de massa de material nitrogenado (mgN/d);

MN_i : fluxo de nitrogênio descarregado no lodo de excesso (mgN/d);

MN_{te} : fluxo de nitrogênio descarregado no efluente (mgN/d);

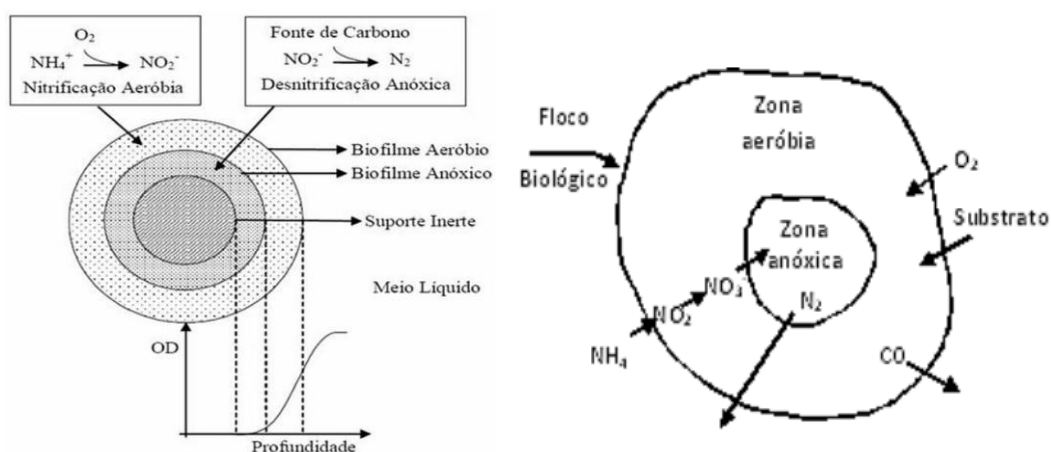
MN_d : fluxo de nitrogênio utilizado na desnitrificação (mgN/d);

MN_{ta} : fluxo de nitrogênio afluente (mgN/d).

3.6.5. Nitrificação e desnitrificação simultâneas – SND

As condições ambientais para haver nitrificação e desnitrificação são diferentes: enquanto um ambiente aeróbio é necessário para nitrificação, a desnitrificação se desenvolve somente quando a concentração de oxigênio dissolvido é baixa ou inexistente. Apesar disto, existem sistemas com nitrificação e desnitrificação simultâneas (simultaneous nitrification and denitrification – SND), nos quais, no mesmo macro ambiente aeróbio, há zonas com OD onde a nitrificação ocorre e micro ou macrozonas sem OD onde a desnitrificação pode se desenvolver. As zonas sem OD (anóxicas) podem ser formadas devido à incorporação de material suporte ao reator ou pela formação de grandes flocos e/ou grânulos de lodo aeróbio que, devido ao seu formato, podem favorecer o aparecimento de zonas anóxicas no seu núcleo, conforme Figura 3.4, (BUENO, 2011).

Figura 3.4 – Esquema dos transportes e transformações do nitrogênio que podem ocorrer em um suporte inerte e em flocos/grânulo de lodo aeróbio



Fonte: Silva Filho (2009) e Bueno (2011), respectivamente.

3.6.6. Nitrificação e desnitrificação em sistemas com zonas distintas

Como visto no item anterior (3.5.4), os processos de nitrificação e desnitrificação ocorrem em condições ambientais diferentes. Deste modo, para que ambos os processos (nitrificação e desnitrificação) ocorram é necessário que estas condições sejam atendidas de forma a favorecer a redução do nitrogênio a valores próximos a zero.

Devido aos processos de nitrificação e desnitrificação serem processos metabólicos distintos, a utilização de dois tipos de reatores pode ser necessário quando se deseja que estas etapas aconteçam de forma efetiva (BHUVANESH et al., 2013).

O sistema com zonas distintas nada mais é do que uma junção de duas câmaras (reatores), as quais são interligadas por um sistema de recirculação. O licor misto, teoricamente rico em nitrato, formado no processo de nitrificação na zona aeróbia é enviado para a zona anóxica onde, devido à baixa concentração de oxigênio, ocorre a desnitrificação. Em seguida o licor misto, teoricamente livre de nitrato, retorna para a zona aeróbia.

A variável de projeto mais importante do sistema com zonas dedicadas é a vazão de recirculação, pois ela define outros parâmetros como, taxa de nitrificação na zona aeróbia, taxa de desnitrificação na zona anóxica, quantidade de lodo ativo presente em cada câmara, além da velocidade ascensional e concentração de oxigênio na zona anóxica.

3.6.7. Cinética de nitrificação

Embora a nitrificação se desenvolva em dois estágios (nitritação e nitratação), para a sua cinética é levada em consideração apenas a nitritação, pois quando a população de nitrificadores está bem estabelecida, o segundo passo acontece de forma quase instantânea (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

Com base na equação de Downing et al (1964), descrita por van Haandel e van der Lubbe (2012), a taxa de crescimento líquido das bactérias nitrificantes, pode ser obtida através da Equação 3.7:

$$(dX_n/dt) = (dX_n/dt)_c + (dX_n/dt)_d + (dX_n/dt)_e \quad 3.7$$

Sendo:

$$(dX_n/dt)_c = \mu X_n = \mu_m X_n * N_a / (N_a + K_n)$$

$$(dX_n/dt)_d = -b_n X_n$$

$$(dX_n/dt)_e = -X_n / R_s$$

Onde:

X_n = Concentração de Nitrosomonas (mgSVS.L^{-1});

(dX_n/dt) = taxa de variação da concentração de Nitrosomonas ($\text{mgSVS.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$);

$(dX_n/dt)_c$ = taxa de crescimento de Nitrosomonas ($\text{mgSVS.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$);

$(dX_n/dt)_d$ = taxa de decaimento de Nitrosomonas ($\text{mgSVS.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$);

$(dX_n/dt)_e$ = taxa de variação da concentração de Nitrosomonas devido à descarga de lodo ($\text{mgSVS.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$);

Y_n = coeficiente de rendimento das autotróficas (mgSVS.mgDQO^{-1});

μ = taxa específica de crescimento de Nitrosomonas (d^{-1});

μ_m = taxa específica máxima de crescimento de Nitrosomonas (d^{-1});

b_n = constante de decaimento de Nitrosomonas (d^{-1});

K_n = constante de meia saturação de Monod (mgN.L^{-1});

R_s = idade de lodo do sistema (d);

N_a = concentração nitrogênio amoniacal no licor misto (mgN.L^{-1});.

Para saber a concentração residual de nitrogênio amoniacal em um sistema de lodo ativado completamente misturado e em condições estacionárias usa-se a equação básica de Downing et al. (1964):

$$N_a = \frac{K_n \left(b_n + \frac{1}{R_s} \right)}{\mu_m - \left(b_n + 1/R_s \right)} \quad 3.8$$

A concentração de nitrogênio amoniacal residual no reator nunca pode ser superior à concentração afluente de amônia disponível para nitrificação. Para esgoto doméstico um tempo de retenção celular mínimo é exigido para que ocorra todo o processo:

$$R_{sn} = \frac{1}{(\mu_m - b_n)} \quad 3.9$$

Através da Equação 3.9, é possível determinar a idade de lodo mínima no sistema (R_{sn}) para que o processo de nitrificação se desenvolva.

As constantes cinéticas apresentadas (K_n , μ_m e b_n) variam conforme a água residuária a ser tratada. Os principais fatores que demonstram influenciar o valor de

μ_m são, além da origem do afluente, algumas condições operacionais e ambientais como OD, temperatura e pH (SANTOS, 2009).

3.6.7.1. Concentração de oxigênio dissolvido

A influência da concentração de OD do licor misto sobre a cinética de nitrificação muito tem sido estudada. Stenstrom e Poduska (1980) propuseram a utilização da Equação 3.10 para incorporar a influência da concentração de OD.

$$\mu = \mu_m \cdot \frac{N_a}{(N_a + K_n)} \cdot \frac{OD}{(OD + K_o)} \quad 3.10$$

Onde:

OD = Oxigênio dissolvido (mg.L^{-1});

K_o = Constante de meia saturação ($\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$).

Como visto no item 3.5.4, baixas concentrações de oxigênio dissolvido no licor misto poderão favorecer o aparecimento de zonas com OD crítico no interior dos flocos/grânulos de lodo, limitando assim o processo da nitrificação no reator. Van Haandel e Marais (1999) sugerem que uma concentração de $2 \text{ mgO}_2/\text{L}$ seja suficiente para que ocorra a nitrificação em sistemas aeróbios.

3.6.7.2. Potencial e capacidade de nitrificação

Van Haandel e van der Lubbe (2012) definem o potencial de nitrificação como a concentração de NTK no afluente que pode ser nitrificado em um sistema de lodo ativado. Assim, essa concentração é expressa por:

$$N_p = N_{ka} - N_l - N_{oe} \quad 3-11$$

Onde:

N_p = Potencial de nitrificação;

N_{ka} = Concentração de NTK no afluente;

N_l = Concentração de NTK no lodo de excesso;

N_{oe} = Nitrogênio orgânico no efluente.

A capacidade de nitrificação é definida como sendo a concentração de NTK afluente que é efetivamente oxidada no sistema de lodo ativado. Logo é a diferença entre o potencial de nitrificação e a concentração residual de amônia no efluente do sistema.

3.6.8. Cinética da desnitrificação

Segundo van Haandel e Marais (1999) a taxa de desnitrificação (r_D) está ligada a concentração de lodo ativo e é proporcional a esta, podendo ser expressa como:

$$r_D = \left(\frac{dN}{dt} \right) = -KX_a \quad 3-12$$

Onde:

K = Constante de desnitrificação ($\text{mgN} \cdot \text{mgX}_a^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$)

A desnitrificação em sistemas anóxicos pode ocorrer em duas fases: a fase onde há consumo do material rapidamente biodegradável e a fase onde há consumo de material lentamente biodegradável. A constante de desnitrificação (K) pode mudar de acordo com o sistema utilizado. Nos sistemas com pré-desnitrificação, $K = K_1 + K_2$, para a primeira fase e $K = K_2$ para a segunda. Para os sistemas com pós-desnitrificação $K=K_3$. Logo:

$$\begin{aligned} r_{D_s} &= (K_1 + K_2)X_a & (t < t_p) \\ r_{D_p} &= K_2X_a & (t > t_p) \\ r_D &= K_3X_a \end{aligned} \quad 3.13$$

Onde:

r_{D_s} = taxa de desnitrificação associada à utilização do material rapidamente biodegradável;

r_{D_p} = taxa de desnitrificação associada à utilização do material lentamente biodegradável;

- K_1 = constante de desnitrificação para material rapidamente biodegradável em sistemas pré-D ($\text{mgN.mgX}_a^{-1}.\text{d}^{-1}$);
- K_2 = constante de desnitrificação para material lentamente biodegradável em sistemas pré-D ($\text{mgN.mgX}_a^{-1}.\text{d}^{-1}$);
- K_3 = constante de desnitrificação para material lentamente biodegradável em sistemas pós-D ($\text{mgN.mgX}_a^{-1}.\text{d}^{-1}$).
- t_p = duração da fase primária.

Os valores de K_1 , K_2 e K_3 podem ser obtidos conforme as equações propostas por van Haandel (1981), de acordo com a temperatura T e para águas residuárias:

$$\begin{aligned} K_1 &= 0,72(1,2)^{T-20} \\ K_2 &= 0,1(1,08)^{T-20} \\ K_3 &= 0,08(1,03)^{T-20} \end{aligned} \quad \mathbf{3-14}$$

3.6.8.1. Capacidade de desnitrificação

A capacidade de desnitrificação em um reator com pós-desnitrificação pode ser determinada teoricamente através da equação definida por van Haandel e Marais (1999), onde:

$$D_{C_3} = K_3 * C_r * f_{X_3} * S_{ba} \quad \mathbf{3-15}$$

Onde:

D_{C_3} = Capacidade de desnitrificação de um reator pós-D (mgN/L);

f_{X_3} = Fração da massa de lodo no reator pós-D.

3.7. Respirometria

A respirometria consiste em uma técnica que avalia o desempenho dos processos biológicos a partir da taxa de consumo de oxigênio (TCO) exercida pelos microrganismos aeróbios, através de determinações do OD em um dado período de tempo (SILVA FILHO, 2009; LIMA et al., 2010).

Historicamente a respirometria se desenvolveu como uma alternativa para o teste da demanda bioquímica de oxigênio (DBO) que, devido ao tempo mínimo de incubação de cinco dias para obtenção do resultado, pouco tem sido utilizado.

Embora a taxa de consumo de oxigênio possa ser estabelecida manualmente, utilizando-se um medidor de oxigênio e um cronômetro, normalmente usam-se equipamentos específicos, desenvolvidos para este fim, e, geralmente, com algum grau de automação nas medições. Os respirômetros, então, são usados para determinar de alguma forma a taxa de consumo de oxigênio pela biomassa sob determinadas condições de alimentação de substratos.

A medição da TCO é de grande importância para o controle e o monitoramento de sistemas de lodo ativado, pois através dela é possível prover informações sobre a qualidade do afluente e do lodo ativado, assim como pode indicar a presença de elementos tóxicos no afluente que possa comprometer o desempenho do sistema (CATUNDA et al., 1998).

Normalmente se observa a TCO em um reator onde diferentes componentes de relevância (lodo, substratos, oxigênio e eventualmente poluentes tóxicos) para a medição são introduzidos. Este reator pode ser o próprio sistema de tratamento ou então uma batelada de lodo com adição de substratos e/ou compostos tóxicos.

Ros (1993) classifica o respirômetro em fechado e aberto, sendo a diferença entre eles:

- Fechado: Não permite a troca de material com o meio externo, podendo ser manométricos, volumétricos ou combinados;
- Aberto: Caracteriza-se pela exposição do meio de reação ao ambiente atmosférico e com a reoxigenação através de aeradores em sua estrutura de funcionamento.

Quando o respirômetro é do tipo aberto, este pode ser contínuo (aeração constante) ou semicontínuo (intervalos de aeração e não aeração). Uma comparação entre os respirômetros abertos feita por Ferreira (2002), indica que o método semicontínuo é apresentado como o mais preciso e mais utilizado para desenvolvimento de estudos em sistemas pequenos de lodo ativado, onde não há problema de ligar e desligar frequentemente o sistema de aeração. O método contínuo é a única opção para sistemas grandes onde os aeradores não podem ser desligados frequentemente e têm a função de manter a massa de lodo em suspensão, além de efetuar a transferência de oxigênio do ar para a fase líquida.

Para os testes de otimização que basearam esta dissertação, foi utilizado o respirômetro modelo Beluga S4.02c, do tipo aberto e semicontínuo, desenvolvido por Catunda et al. (1996) no Departamento de Engenharia Elétrica da UFCG – Universidade Federal de Campina Grande.

A respirometria, associada às análises físico-químicas, atua como uma importante ferramenta para fornecer informações sobre parâmetros estequiométricos e cinéticos do processo de tratamento, que são dados fundamentais para o controle operacional de sistemas de tratamento de esgotos (FERREIRA et al., 2002).

3.8. Automatização x Automação

A automatização de processos surgiu com a primeira Revolução Industrial, quando, com o advento da produção de energia mecânica, a partir de motores a vapor, a indústria se expandiu e deu-se início ao surgimento dos primeiros processos automatizados. Após o surgimento da eletricidade, os acionamentos passaram a ser progressivamente elétricos e começaram a surgir soluções eletromecânicas para a automatização de processos, chamada de revolução tecnológica. A partir daí os avanços passaram a ser mais significativos, com o surgimento da eletrônica, nos anos 1960 e logo após a era digital nos anos 1970 (TAVARES, 2013).

Muito se confunde automatização com automação. A automatização surge como forma de executar as atividades pertinentes a um determinado processo, de forma a não ser necessária, em sua totalidade, a intervenção humana, sendo um movimento automático, repetitivo e mecânico. Contudo o sistema não é capaz de entender que determinada etapa do processo já pode ser concluída ou que

necessitaria de mais tempo do que o previsto. Já a automação é o conjunto de técnicas e equipamentos que, de forma ativa, é capaz de atuar com eficiência nas etapas do processo pelo uso de informações recebidas de instrumentos instalados sobre o meio no qual atua. Com base nas informações recebidas, o sistema calcula a ação corretiva apropriada para execução da ação. Para tanto, são utilizados controladores que, por meio da execução algorítmica de programa ou circuito eletrônico, comparam o valor atual com o valor desejado, efetuando cálculos para ajuste e correção (SILVEIRA; SANTOS, 1998).

Diversas pesquisas têm introduzido sistemas controladores para ajuste dinâmico dos processos (FERNANDES et al., 2000; LAMON et al., 2008; BERTUCCI-NETO et al., 2009; BUENO, 2011). Controladores Lógicos Programáveis - CLPs são os equipamentos eletrônicos mais utilizados em sistemas de automação, estes são ferramentas de trabalho muito úteis e versáteis para aplicações em sistemas de acionamentos e controle, e, por isso, são utilizados em grande escala no mercado industrial. Permitem desenvolver e alterar facilmente a lógica para acionamento das saídas em função das entradas. Desta forma, podem-se associar diversos sinais de entrada, recebidos de sensores, para controlar diversos atuadores, bombas, motores e válvulas, ligados nos pontos de saída. Este tipo de automação permite definir parâmetros de projetos para projeção de estações em escala real (SARTI et al., 2003).

3.8.1. Automatização de sistemas de tratamento de esgoto

Atualmente, o uso de sistemas de controle de processos nas estações de tratamento de água e de esgoto tem sido uma realidade. Requisitos como alta disponibilidade, fácil operação, supervisão local e remota das operações e diagnóstico otimizado dos eventos são muito relevantes na preparação de novos projetos (FERNANDES et al., 2004; SARTI et al., 2008).

Vanrolleghem e Lee (2003) baseiam o monitoramento e controle de estações de tratamento de águas residuárias em quatro blocos fundamentais: 1) visão de processo, resumido a modelos adequados; 2) sensores que fornecem dados on-line; 3) estratégias de monitoramento e controle adequados e 4) atuadores que implementam a saída do controlador.

Avanços significativos na teoria de controle de processos e o aumento dos sensores utilizáveis têm evoluído o tratamento do esgoto de forma satisfatória. O aumento das exigências sobre a qualidade dos efluentes lançados nos corpos aquáticos vem exigindo sistemas de tratamento mais avançados, capazes de cumprir com as normas de lançamento não só para o carbono orgânico, mas também para níveis de nutrientes. Assim, os sistemas de tratamento estão se tornando cada vez mais complexos, com rendimento cada vez maior e melhor qualidade da água de efluentes (VANROLLEGHEM; LEE, 2003).

CAPÍTULO IV

4. Material e métodos

Neste capítulo serão descritas as características dos sistemas trabalhados, bem como o modo de operação dos reatores biológicos colocados em funcionamento.

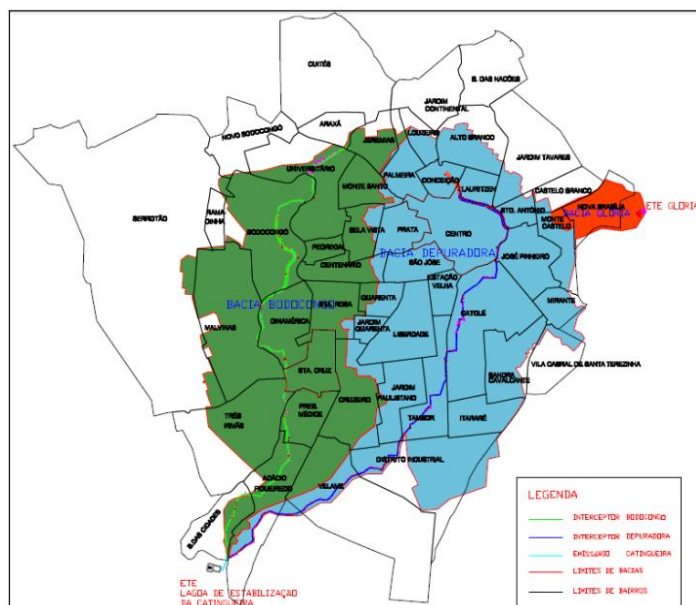
A pesquisa foi desenvolvida nas dependências da Estação Experimental de Tratamentos Biológicos de Esgotos Sanitários (EXTRABES), da Universidade Estadual da Paraíba (UEPB), situada na cidade de Campina Grande – PB.

4.1. Alimentação

A cidade de Campina Grande é dividida em três bacias de esgotamento sanitário: Bacia Bodocongó, Bacia Depuradora e Bacia Glória (LIMA, 2013; FREIRE et al., 2014). O esgoto sanitário utilizado para desenvolvimento da pesquisa era captado no Interceptor Leste da rede coletora de esgoto da Bacia Depuradora, no bairro do Catolé (Figura 4.1).

Após coleta, o esgoto era armazenado em um tanque de equalização onde eram adicionados substratos complementares para elevar a concentração de DQO afluente dos sistemas, pois, devido ao falho sistema de coleta do esgoto da cidade, a concentração de material orgânico presente no esgoto bruto era muito baixa (350 mg/L, aproximadamente). Cerca de 5 a 10 % do esgoto de Campina Grande são efetivamente coletados, o restante é infiltrado ou desviado para o sistema de drenagem de água pluvial. A pequena vazão na rede de esgoto permite um longo tempo de permanência e, portanto, a digestão anaeróbia pode nela se desenvolver e reduzir a concentração de material orgânico. Por esta razão era necessário aumentar artificialmente a concentração da DQO pela adição de substratos complementares, sendo adicionados 3 L de uma solução de ácido acético (1 L de ácido acético para cada 2 L de água) com 1 kg de arroz e 1 kg de feijão (cozidos e triturados). Após preparo do esgoto obtinha-se um aumento da DQO afluente em 100%, saindo de 350 para 700 mg/L.

Figura 4.1 – Bacias de esgotamento sanitário de Campina Grande - PB



Fonte: Lima (2013)

4.2. Sistemas Operados

Foram operados quatro sistemas de lodo ativado, em regime de bateladas sequenciais. Dois deles foram operados em escala piloto (1ª etapa), mas devido a não estabilização operacional, provocada por problemas com o sistema de aeração dos reatores, dois reatores em escala de bancada (2ª etapa) foram construídos, todavia com as concepções de projeto mantidas (Figura 4.2).

Figura 4.2 – Sistemas RBS operados em escala piloto (esquerda) e de bancada (meio e direita)



Fonte: Próprio autor.

4.2.1. Sistemas em escala piloto (1ª Etapa)

Na primeira etapa de operação dos sistemas foram construídos três tanques cilíndricos em fibra de vidro, com 0,5 m de diâmetro, altura de 3,0 m, volume total de 580 L e volume útil de 500L.

O tamanho dos reatores foi definido com base no pressuposto que volume excessivamente pequeno pode não ser representativo e que volume excessivamente grande eleva os custos operacionais. Todavia é necessário que certas dimensões, a exemplo da altura, tenham um valor igual ou próximo dos valores utilizados pelas unidades em grande escala, para permitir a obtenção de dados experimentais que possam ser usados com confiança em um projeto de sistema em escala real. Estas considerações colocam um limite inferior às dimensões das unidades. Outra consideração é que uma unidade não muito grande pode ser transportada para realizar o trabalho de obtenção de dados experimentais em diferentes lugares.

Os sistemas operados nesta etapa passaram por uma série de procedimentos iniciais antes do funcionamento efetivo dos mesmos. Primeiramente foi dedicado um tempo para construção e montagem dos sistemas, pois estes foram confeccionados por encomenda e a montagem foi toda realizada pela equipe de pesquisa e após a conclusão da primeira fase foram realizados alguns testes pré-operação, como verificação de estanqueidade dos reatores, tubos e válvulas.

Foram monitorados dois sistemas aeróbios de tratamento de esgoto doméstico, dos quais um possuía uma câmara única de reação, onde houvesse nitrificação e desnitrificação simultaneamente (SND), e o outro, possuía duas câmaras, sendo uma mantida em ambiente aeróbio, mediante aeração para nitrificação e outra anóxica, sem aeração, para desnitrificação (N/D).

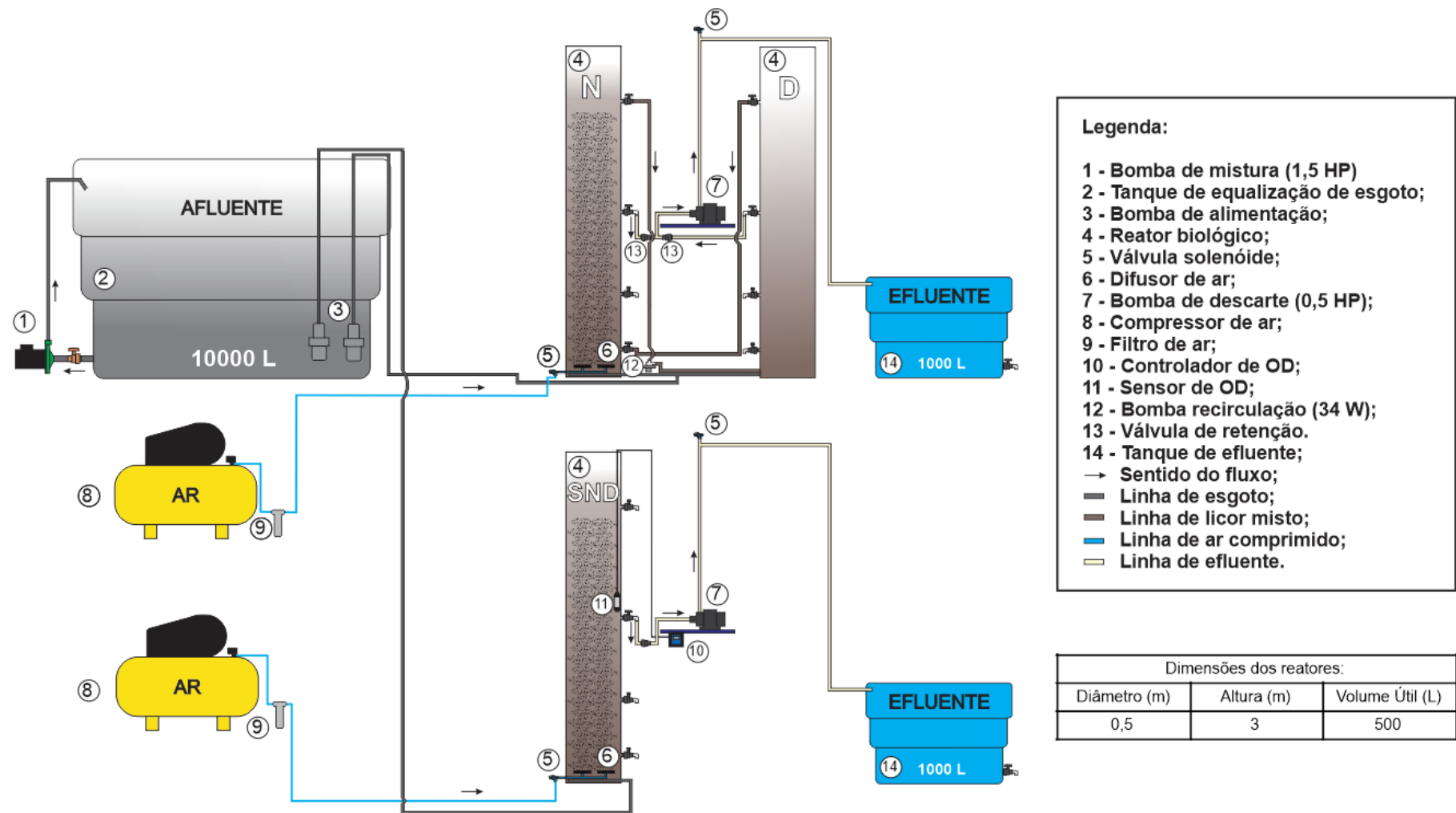
A Figura 4.3 é uma representação esquemática dos sistemas operados em escala piloto, com as respectivas ligações entre os reatores e tanques utilizados na operação. O esgoto bruto, comum para ambos os reatores, armazenado em um tanque de equalização, onde se encontrava instalado um sistema de recirculação para homogeneização do afluente, foi bombeado para os reatores através de bombas submersas, instaladas no tanque de equalização. Após a conclusão da fase alimentação, os sistemas eram submetidos à aeração, proveniente dos compressores de ar, de acordo com a configuração de cada reator. Após conclusão

do ciclo de tratamento, o efluente dos sistemas era descartado em um tanque de efluente e iniciado novo ciclo.

O sistema SND requereu controle rígido da concentração de OD, para que a taxa média de nitrificação fosse exatamente igual à taxa média de desnitrificação. Para valores de OD maiores que o valor estabelecido haveria nitrato residual no fim da nitrificação, e para valores menores a taxa de nitrificação seria reduzida desnecessariamente.

No caso do sistema N/D o parâmetro de controle era a taxa de recirculação do reator anóxico para o reator aeróbio. Devido a esta interligação, o licor misto da câmara aeróbia N era bombeado de forma ascensional até a saída da câmara anóxica D, de onde retornava para a base da câmara N, durante todo o período do ciclo de tratamento. Nestas condições, o reator operou como se fosse um decantador sobrecarregado, onde havia sedimentação de lodo no reator e, por isso, se estabelecia uma concentração de lodo maior que no reator aerado. Mediante o controle da taxa de recirculação, as concentrações de lodo nos reatores N e D eram manipulados para que a nitrificação média durante uma batelada no reator N fosse exatamente igual à desnitrificação média no reator D. O modelamento dos sistemas SND e N/D é apresentado nas Secções 4.3 e 4.4.

Figura 4.3 – Esquema dos sistemas em escala piloto



Fonte: Próprio autor

4.2.1.1. Operação dos reatores

Concluídos o período destinado a construção, montagem e testes pré-operacionais foi inoculado lodo aeróbio nos sistemas (10 L no reator SND e 20 L no reator N/D), sendo este proveniente de descartes de outros sistemas em operação na EXTRABES, assim como também produzido através da aeração de esgoto doméstico armazenado. A partir daí foram iniciados os ciclos de tratamento.

Com a estabilização no funcionamento dos sistemas foi iniciada a descarga de lodo de excesso, sendo uma fração do volume de cada reator (25 L de licor misto por dia) descarregada diariamente. Apesar do descarte de lodo ter sido realizado manualmente, este poderia ter sido automatizado, sendo necessário adicionar ao reator, bomba e temporizador específico para esta etapa do processo. Foi determinado um tempo de retenção celular para o sistema de 20 dias.

Na 1ª etapa, as unidades foram equipadas para operar com automatização estática, isto é, foi atribuído, a cada fase do tratamento, um tempo padrão suficiente para sua conclusão, seguindo os parâmetros de operação de reatores em bateladas sequenciais para remoção de material orgânico e nitrogênio, utilizado por (SILVA FILHO, 2014). Para tanto, foram utilizados temporizadores digitais (Figura 4.4) os quais foram programados para cada ciclo de tratamento, conforme a Tabela 4.1.

Os reatores operaram com cinco fases ao longo da batelada. Estas se distinguem no tratamento do esgoto, sendo:

- (1) Alimentação: Uma batelada de esgoto é adicionada ao reator onde já se encontrava uma massa de lodo biológico;
- (2) Sem aeração: Período no qual lodo e esgoto entram em contato na ausência de oxigênio. Nestas condições as bactérias tendem a absorver material orgânico solúvel e, na ausência de oxidantes, formar polímeros dentro das células;
- (3) Aeração: Nesta fase busca-se a remoção dos componentes que não são desejados no efluente final, principalmente material orgânico e material nitrogenado. Como teoria tem-se que: a redução do material orgânico se dá mediante o metabolismo da massa bacteriana; a remoção de nitrogênio ocorre quando há nitrificação (oxidação de amônia para nitrato) e desnitrificação (redução do nitrato para nitrogênio molecular); e a remoção de

fosfato se dá pela incorporação do fósforo do afluente na massa de lodo. A remoção de fosfato não foi levada em consideração para os sistemas estudados;

- (4) Sedimentação: Separação entre efluente clarificado e lodo adensado por gravidade, para que o efluente possa ser descarregado livre de sólidos;
- (5) Descarga do efluente: Após sedimentação o efluente tratado é descarregado e inicia-se novo ciclo.

Figura 4.4 – Painel elétrico com temporizadores programados



Fonte: Próprio autor.

Tabela 4.1 – Tempo definido para as etapas do processo na escala piloto

Fase	SND		N/D	
	Tempo	Unidade	Tempo	Unidade
Alimentação	8	min	20	min
Sem aeração	60	min	40	min
Aeração	240	min	240	min
Sedimentação	43	min	40	min
Descarte	9	min	20	min
Total	360	min	360	min
	6	h	6	h
	4	Ciclos/dia	4	Ciclos/dia

Observa-se que o tempo dedicado para alimentação e descarte dos reatores é relativamente curto, o que se justifica devido à utilização das bombas de enchimento e descarga do reator sob vazões máximas de funcionamento.

Os reatores foram equipados com sistemas de alimentação, de aeração e de descarte de efluente, conforme as especificações nos tópicos seguintes.

4.2.1.2. Sistemas de alimentação

Para alimentação dos reatores, foram utilizadas bombas submersas, com vazão aproximada de 1.400 L/h cada, e boia elétrica para controle do nível dos reatores (Figura 4.5).

Figura 4.5 – Bombas submersas (esquerda) e boia elétrica (direita) utilizadas para alimentação dos reatores



Fonte: Próprio autor.

Para homogeneizar o afluente na caixa de armazenamento de esgoto, utilizou-se bomba centrífuga, com potência de 1,5 HP, a qual era instalada com a sucção na parte inferior da caixa e o recalque na parte superior (Figura 4.6).

Figura 4.6 – Bombas de homogeneização de esgoto



Fonte: Próprio autor.

Antes de iniciar a operação dos sistemas foram realizados alguns testes pré-operação para serem verificadas as vazões das bombas submersas utilizadas na

etapa 1, para confrontar a vazão informada pelo fabricante com a vazão encontrada após a instalação, e para avaliar o tempo necessário para o enchimento dos reatores piloto. O fabricante informa que a vazão média das bombas é de 1.400 L/h, mas com os testes realizados foi verificada a vazão média de 1.500L/h, totalmente aceitável para a alimentação dos reatores, haja vista que os mesmos tiveram o enchimento completo com uma pequena fração do tempo gasto no tratamento.

4.2.1.3. Sistemas de aeração

Quando se trabalha com reatores alimentados de forma contínua a aeração do sistema também é contínua e o processo não tem interrupções. Todavia quando se trabalha com reatores alimentados de forma intermitente (bateladas) existem pausas de aeração entre um ciclo e outro. Utilizar um sistema de controle de aeração eficiente é requisito primordial para o sucesso do tratamento aeróbio.

Nesta etapa da pesquisa foram utilizados compressores de ar como fonte de oxigênio para os reatores. Foram instaladas duas unidades com as seguintes especificações individuais: Reservatório de 100 litros, motor de 2 HP, pressão máxima de funcionamento 140 Lbf/pol² e com vazão máxima de ar de 283 L/min. Acoplados aos compressores foram instalados kits de filtração, para evitar a presença de gotículas de óleo nas válvulas de controle da entrada de ar nos sistemas (Figura 4.7).

Figura 4.7 – Conjunto compressor/filtro como fonte de oxigênio para os sistemas



Fonte: Próprio autor.

A distribuição do ar dentro dos reatores foi feita por ar difuso, com dois difusores planos com membrana microperfurada de borracha e diâmetro de 150 mm, instalados em cada sistema (Figura 4.8).

O sistema de ar difuso por membrana é uma evolução do sistema mecânico que se destaca pelo baixo consumo de energia (redução de 40%) e tem sido a grande escolha para tratamento de efluentes industriais e esgoto doméstico, pois tem alta durabilidade e, principalmente, não permite deposições, incrustações ou entupimentos, mesmo em severas condições de trabalho. O tamanho da bolha produzida pelo difusor também é um diferencial, quando comparado aos sistemas mecânicos de aeração, pois estes produzem bolhas muito maiores (diâmetro 20 mm) que os difusores (diâmetro 3 mm), o que reduz a transferência de oxigênio para o licor misto (SNATURAL, 2011).

Figura 4.8 – Difusores de ar



Fonte: Próprio autor.

Devido à operação em bateladas sequenciais, foi requerido um sistema de controle para entrada de ar nos reatores. Para tanto foi utilizada válvula solenoide como controle abre/fecha da entrada de ar no sistema.

Como forma de reduzir os custos de projeto, foram utilizadas válvulas eletromagnéticas, geralmente utilizadas para controlar automaticamente a entrada de água em determinados eletrodomésticos, mas que, através de testes experimentais, atendeu ao controle da injeção de ar (Figura 4.9);

Figura 4.9 – Válvula de controle para entrada de ar no reator



Fonte: Próprio autor.

Fernandes et al. (2000), trabalhando com compostagem de lodo, utilizaram válvula de controle de vazão para fazer o controle proporcional da aeração, incrementando ou decrementando valores conforme a necessidade da reação biológica no reator. Assim vê-se que a aplicabilidade de válvulas de controle de fluxo é imprescindível para qualquer sistema de tratamento aeróbio, quando se deseja ter o controle da quantidade de oxigênio fornecida ao sistema.

Embora os sistemas não possuíssem controle dinâmico dos ciclos, foi adicionado ao sistema SND um controlador de oxigênio dissolvido (Figura 4.10), o qual realizava medidas de OD em mg/L, e, a partir de um valor pré-programado de OD, ligava ou desligava a aeração do sistema, mantendo a concentração de OD no licor misto estável.

Figura 4.10 – Sensor e controlador de OD utilizado no sistema SND



Fonte: Próprio autor.

4.2.1.4. Sistemas de recirculação

O diferencial do sistema com nitrificação e desnitrificação em ambientes separados está na taxa de recirculação que é imposta ao sistema. Para garantir que a vazão de licor misto que sai da câmara de nitrificação chegue à câmara de desnitrificação de forma constante, é necessário que se tenha algum dispositivo para manter o fluxo constante.

Para esta finalidade foi instalada eletrobomba de 34 W de potência, geralmente utilizada em eletrodomésticos, com vazão aproximada de 28 L/min, quando a carga hidráulica a ser vencida é pequena, como era o caso (Figura 4.11).

Figura 4.11 – Bomba de recirculação do sistema N/D escala piloto



Fonte: Próprio autor.

4.2.1.5. Dispositivo de descarga do efluente

A última etapa do processo de tratamento é a descarga do efluente final, em condições aceitáveis de lançamento ou reuso. Nesta fase do ciclo é importante saber que não é ideal que o sistema gaste boa parte do tempo para esvaziar o reator, pois assim o início do novo ciclo também tardará.

Para descarte de efluente foram utilizadas bombas centrífugas de 0,5 HP, com vazão aproximada de 1.900 L/h (Figura 4.12), e estas se mostraram muito eficientes neste aspecto, levando em média 9 minutos para descarga do efluente do sistema SND e 20 minutos para descarte do sistema N/D. A sucção da bomba estava na altura de 1,5 m do reator, sendo descartados 250 L de efluente de cada câmara de tratamento.

Foram realizados testes de vazão de descarte para também confrontar a vazão informada pelo fabricante do equipamento com a vazão encontrada após a instalação destas nos reatores. O fabricante informa que a vazão máxima das bombas é de 32 L/min, e com os testes realizados foram verificadas vazões de 33 L/min, o que mostra compatibilidade com a vazão informada, mesmo com as perdas de carga existentes na linha de efluente. Assim, como a alimentação, o tempo para descarte dos reatores não pode ser muito longo quando se quer ter um curto período de tratamento. Para tanto as bombas de descarte funcionaram em sua capacidade total para ter o menor tempo de descarga do efluente, sendo limitante apenas o período de sedimentação do lodo para que esta pudesse ser ligada.

Figura 4.12 – Bomba de descarte do efluente



Fonte: Próprio autor.

Foi também utilizada válvula solenoide na linha de descarte (Figura 4.13) para favorecer a entrada de ar durante o momento da alimentação dos reatores, evitando assim o esvaziamento destes por sifonação.

Figura 4.13 – Válvula para entrada de ar na tubulação de descarte



Fonte: Próprio autor.

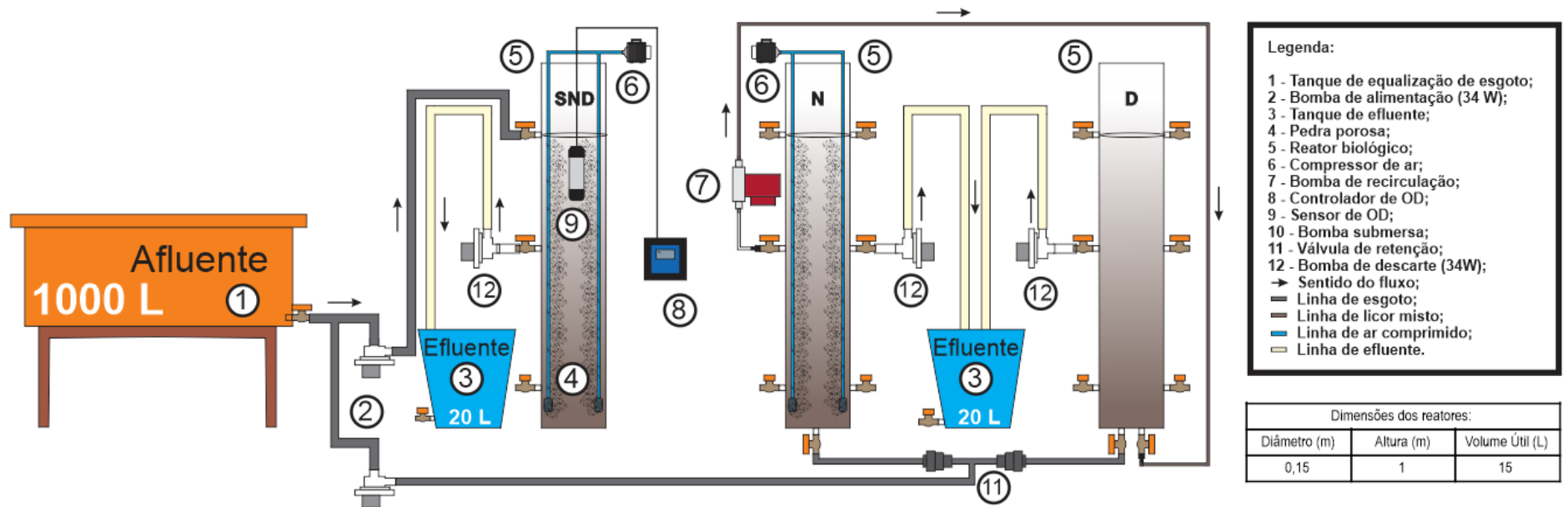
4.2.2. Sistemas em escala de bancada

Devido aos problemas ocasionados pelo excesso de manutenção do sistema de aeração dos reatores em escala piloto, foi necessário continuar a investigação com reatores em escala de bancada para terminar o período experimental.

Na segunda etapa da pesquisa foram utilizados três tanques cilíndricos de PVC, com 150 mm de diâmetro, altura de 1,0 m, volume total de 18 L e volume útil de 15 L.

Da mesma forma que na primeira etapa, foram monitorados dois sistemas aeróbios de tratamento de esgoto doméstico, dos quais um possuía uma câmara única de reação onde era esperado que ocorressem nitrificação e desnitrificação simultaneamente (SND); o outro possuía duas câmaras, sendo uma para nitrificação e a outra para desnitrificação (N/D), conforme a Figura 4.14.

Figura 4.14 – Esquema dos sistemas em escala de bancada



Fonte: Próprio autor.

4.2.2.1. Operação do sistema

A metodologia de funcionamento dos reatores em escala de bancada foi mantida a mesma que a dos sistemas em escala piloto. O que diferenciou uma etapa da outra foi a redução do volume dos reatores, 15 L SND e 30 L N/D, conseqüentemente um menor volume de esgoto tratado por dia, e a utilização de alguns equipamentos de menor potência.

Os reatores operaram com quatro fases ao longo da batelada, sendo programados, através de temporizadores digitais, os ciclos de tratamento para cada reator, conforme a Tabela 4.2.

Tabela 4.2 – Tempo definido para as etapas do processo na escala de bancada

Fase	SND		N/D	
	Tempo	Unidade	Tempo	Unidade
Alimentação	1	min	1	min
Aeração	300	min	300	min
Sedimentação	58	min	58	min
Descarte	1	min	1	min
Total	360	min	360	min
	6	h	6	h
	4	Ciclos/dia	4	Ciclos/dia

O sistema de nitrificação e desnitrificação simultâneas foi operado com controle do OD em três níveis de concentração diferentes (0,3; 0,5; 1,5 mg/L). Através dos resultados experimentais do reator com estas concentrações de OD foi possível determinar qual o valor ideal de OD que devia ser mantido no reator, para que a nitrificação e a desnitrificação fossem completas.

Para o sistema com nitrificação e desnitrificação em câmaras separadas, buscou-se, através de modelo matemático desenvolvido de acordo com os conceitos de van Haandel e Marais (1999), determinar qual a vazão de recirculação ideal para que o efluente do sistema N/D saísse com concentrações de nitrogênio próximas a zero.

Após a estabilização no funcionamento dos sistemas foi iniciada a descarga de lodo de excesso, sendo descartada diariamente uma fração do volume de licor misto de cada reator (750 mL/dia). O descarte de lodo do reator foi realizado manualmente, todavia nada impedia que este fosse automatizado, sendo necessária

a introdução de equipamentos específicos para esta etapa do processo. Foi determinado um tempo de retenção celular para o sistema em 20 dias.

4.2.2.2. Sistemas de alimentação de afluente

Para alimentação dos reatores em escala de bancada foi utilizado eletrobomba de 34 W, mesmo tipo de bomba utilizado na recirculação de licor misto do sistema N/D em escala piloto (Figura 4.11, porém com o registro semiaberto, para ajuste da vazão de alimentação de acordo com o tempo mínimo programado.

4.2.2.3. Sistemas de aeração

Nesta etapa foi utilizado outro tipo de compressor de ar como fonte de oxigênio para os reatores. Cada sistema possuía uma unidade com compressor de ar eletromagnético, potência de 35 W e vazão de saída de 60 L/min. A distribuição do ar dentro dos reatores foi feita por ar difuso, sendo utilizadas duas pedras porosas para formação das bolhas de ar dentro de cada um dos sistemas (Figura 4.15).

Figura 4.15 – Sistema de aeração dos reatores em escala de bancada



Fonte: Próprio autor.

Ao sistema SND em escala de bancada também foi acoplado o controlador de OD já ilustrado na Figura 4.10.

4.2.2.4. Sistema de recirculação

A recirculação de licor misto do sistema N/D é um ponto de fundamental importância para o tratamento com câmaras separadas. Através da vazão de recirculação imposta ao sistema, pode-se influenciar a proporção entre a concentração de lodo nos reatores, e com isso, entre as taxas de nitrificação ou desnitrificação no reator, podendo-se assim otimizar o tratamento para remoção de nitrogênio.

Para controle da vazão de recirculação do sistema N/D, em escala de bancada, foi utilizada bomba dosadora eletrônica de deslocamento positivo (Figura 4.16), com vazão máxima de 600 mL/min, na qual foi ajustado o valor da vazão de recirculação, de acordo com o modelo matemático desenvolvido e as análises físico-químicas das concentrações de nitrogênio ao longo dos ciclos de tratamento.

Através das vazões impostas e associadas às análises laboratoriais, é possível obter os perfis de comportamento do sistema ao longo da batelada e determinar qual a melhor vazão para que as taxas de nitrificação e desnitrificação se igualem.

Figura 4.16 – Bomba de recirculação de licor misto no sistema N/D



Fonte: Próprio autor.

4.2.2.5. Dispositivo de descarga do efluente

Para descarte de efluente dos reatores da segunda etapa também foram utilizadas eletrobombas de 34 W.

No sistema N/D foram utilizadas duas eletrobombas, sendo uma para cada câmara de tratamento (Figura 4.17).

Figura 4.17 – Bombas de descarte do sistema N/D escala de bancada



Fonte: Próprio autor.

4.3. Modelagem matemática para o sistema SND

Através da teoria de lodo ativado proposta por Van Haandel e Marais (1999) foi possível estabelecer um modelo de sistema para tratamento de águas residuárias utilizando reatores em bateladas sequenciais.

O modelo elaborado serve como referência para operação de sistemas com nitrificação e desnitrificação simultâneas, e define através de valores de entrada (dados do reator, constantes cinéticas e tempos de retenção) os valores de saída, como taxas de nitrificação e desnitrificação, para determinada concentração de OD imposta ao sistema.

Em um sistema com nitrificação e desnitrificação simultâneas o principal objetivo é garantir que as taxas de nitrificação e desnitrificação sejam iguais, para que haja remoção do nitrato na medida em que este se forma. Normalmente, quando se opera com concentrações de OD elevadas a taxa de nitrificação é bem maior que a de desnitrificação, assim é necessária uma redução no OD no sistema para aumentar a taxa de desnitrificação, entretanto esta redução não deve ser excessiva a ponto de comprometer o processo da nitrificação. Assim, para algum valor de OD determinado, a taxa de nitrificação (r_N) será igual à taxa de desnitrificação (r_D).

O valor da concentração de OD para $r_N = r_D$ pode ser estabelecido empiricamente. Após o consumo do material rapidamente biodegradável, as taxas de nitrificação e desnitrificação se mantêm essencialmente constantes, tendo um valor que depende da concentração de OD que se aplica: quanto mais alta a concentração de OD, maior será a taxa de nitrificação e menor será a taxa de desnitrificação.

A taxa de nitrificação pode ser calculada pela expressão de Monod, reconhecendo que há limitação de oxigênio dissolvido:

$$r_N = \frac{\mu_m X_n}{Y_n} * \frac{OD}{(OD + K_o)} = r_{Nm\acute{a}x} * \frac{OD}{(OD + K_o)} \quad 4.1$$

Onde:

r_N = Taxa de nitrificação ($\text{mgN.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$);

μ_m = Constante máxima de crescimento de nitrificadoras (d^{-1});

OD = Concentração de oxigênio dissolvido (mg/L);

K_o = Constante de meia saturação de nitrificadoras ($= 0,5 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$);

X_n = Concentração das nitrificadoras (mg/L);

Y_n = Coeficiente de rendimento das nitrificadoras ($0,1 \text{ mgSVS/mgN}$);

O parâmetro operacional mais importante para assegurar que a nitrificação funcione eficientemente é a idade de lodo. Logo, o valor mínimo para idade de lodo pode ser calculado a partir da cinética de Monod:

$$R_{sn} = \frac{1}{\mu - b_n} = \frac{1}{\frac{\mu_m OD}{k_o + OD} - b_n} \quad 4.2$$

Para o sistema estudado têm-se que $\mu_m = 0,56 \text{ d}^{-1}$, $K_o = 0,5 \text{ mg.L}^{-1}$, $OD = 0,24 \text{ mg.L}^{-1}$ e $b_n = 0,05 \text{ d}^{-1}$, sendo estimado R_{sn} de aproximadamente 8 dias. Como é necessário que a nitrificação se desenvolva eficientemente, opera-se com uma idade de lodo maior que a mínima, por exemplo, $R_s = 20 \text{ d}$.

Sabendo-se a taxa de variação de nitrato e a taxa de nitrificação, pode-se determinar a taxa de desnitrificação como a diferença entre estas duas taxas. Van Haandel et al. (2009) determinaram, experimentalmente, que a taxa de

desnitrificação é inversamente proporcional com o expoente da concentração de OD como mostra a Equação 4.3:

$$r_D = r_{Dm\acute{a}x} * e^{(-3*OD)} \quad 4-3$$

A taxa de desnitrificação máxima pode ser determinada pela Equação 3.13, onde r_D é igual à multiplicação da constante de desnitrificação pela concentração de lodo ativo.

Conclui-se que, se no fim da batelada há nitrato, então a concentração de OD faz com que a taxa de nitrificação seja mais alta que a da desnitrificação, logo, para não haver nitrato no fim da batelada é necessário que se diminua a concentração de OD, diminuindo a taxa de nitrificação e aumentando a taxa de desnitrificação. Se não houver nitrato, a taxa de desnitrificação é maior que a da nitrificação. Neste caso, pode-se aumentar a concentração de OD, acelerando então a nitrificação e desacelerando a desnitrificação. Assim, pode-se estabelecer qual a concentração que no fim da batelada deixa um residual baixo, tanto de nitrogênio amoniacal como de nitrato.

O modelo pode ser validado através do monitoramento físico-químico do sistema e, através de testes respirométricos, é possível comprovar as constantes cinéticas adotadas para o modelo.

4.4. Modelagem matemática para o sistema N/D

Da mesma forma que para o sistema SND também foi desenvolvido um modelo de estudo para o sistema N/D no qual, através de valores de entrada do reator (dimensões, área, volume, vazão, etc.) e do lodo (constantes cinéticas, tempo de retenção celular, concentração no reator, sedimentabilidade, etc.) podem ser estimadas as taxas de nitrificação e desnitrificação do sistema, para cada vazão de recirculação adotada, com base na teoria proposta por van Haandel e Marais (1999).

A partir da taxa de recirculação no sistema N/D é possível definir alguns critérios de projeto que são imprescindíveis para o bom funcionamento do sistema com zonas dedicadas. Na medida em que a taxa de recirculação aumenta, aumenta também a velocidade ascendente do líquido na zona anóxica, uma vez que:

$$v = \frac{Q}{A} = v_0 * e(-kXt_2) \quad 4.4$$

Onde:

v = Velocidade ascensional na zona anóxica (m/h);

Q = Vazão de recirculação (L/h);

V_0 = Velocidade de sedimentação (m/h);

k = Constante de sedimentabilidade (L/g);

A = Área da câmara anóxica (m²);

Xt_2 = Concentração de STS na zona anóxica (g/L).

Por esta razão a concentração de lodo na zona não aerada pode ser estimada por:

$$Xt_2 = \frac{\ln\left(\frac{v}{v_0}\right)}{k} \quad 4.5$$

A massa média total de lodo no sistema como um todo é descrita como:

$$\begin{aligned} MXt &= Vr. Xt = Vr. \frac{Xv}{fv} \\ &= Vr * \frac{\left((1 - fus - fup)(1 + f. bh. Rs) * Cr + fup * \frac{Rs}{fcv} \right) * \frac{Sta}{Rh}}{fv} \end{aligned} \quad 4.6$$

Onde:

MXt = Massa total de lodo no sistema (g);

Vr = Volume do reator (L);

Xt = Concentração média de STS do sistema (g/L);

Xv = Concentração média de SVS do sistema (g/L);

fv = Razão SVS/STS;

fus = Fração de DQO não biodegradável solúvel;

fup = Fração de DQO não biodegradável particulada;

f = Fração de lodo ativo decaído que se torna resíduo endógeno;

b_h = Constante de decaimento de lodo ativo (dia^{-1});

R_s = Idade de lodo (d);

f_{cv} = Razão SVS/DQO (mgSVS/mgDQO);

C_r = Massa de lodo ativo presente no sistema por unidade de DQO biodegradável aplicada por dia;

S_{ta} = Concentração de substrato total (g/L);

R_h = Tempo de detenção hidráulica (dia).

Sabendo a massa total no sistema (MX_t) e a concentração na zona anóxica (X_{t_2}), pode-se estimar a concentração na zona aeróbia (X_{t_1}):

$$V_1 X_{t_1} + V_2 X_{t_2} = MX_t \quad 4.7$$

$$X_{t_1} = \frac{(MX_t - V_2 X_{t_2})}{V_1} \quad 4.8$$

Para estimar os valores das concentrações médias de lodo ativo (X_a) e de nitrificantes (X_n), pode-se utilizar:

$$MX_a = V_r \cdot X_a = V_r \cdot [(1 - f_{us} - f_{up})C_r] * \frac{S_{ta}}{R_h} \quad 4.9$$

$$MX_n = V_r \cdot X_n = V_r * \frac{Y_n R_s}{1 + b_n R_s} * \frac{N_c}{R_h} \quad 4.10$$

Assim, podem ser estimadas os valores das concentrações médias nas zonas, aeróbia e anóxica como:

$$X_{a_2} = \frac{X_{t_2}}{X_t} * X_a \quad 4.11$$

$$X_{n_1} = \frac{X_{t_1}}{X_t} * X_n \quad 4.12$$

De posse dos valores das concentrações de X_n na zona aeróbia e de X_a na zona anóxica, pode-se estimar as taxa de nitrificação (r_N) e desnitrificação (r_D), sendo:

$$r_N = \frac{\mu m}{Y_n} * X_{n1} \quad 4.13$$

$$r_D = K_3 * X_{a2} \quad 4.14$$

A condição básica do sistema é que a produção de nitrato deve ser igual à sua remoção, ou seja, $r_N \cdot V_1 = r_D \cdot V_2$. Como os volumes das câmaras são iguais então $r_N = r_D$. Na medida em que a taxa de recirculação aumenta, aumenta r_N e diminui r_D . Portanto é possível calcular teoricamente qual é a taxa de recirculação que deixa $r_N = r_D$.

A avaliação do modelo desenvolvido pode ser através de análises físico-químicas, comparando, assim, se a teoria utilizada corresponde com os resultados teóricos.

4.5. Sistema de controle

Em parceria com a Universidade Federal de Campina Grande, através do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica da UFCG, está sendo desenvolvido um sistema microcontrolador que é específico para sistemas de tratamento aeróbio em bateladas sequenciais, o qual tanto pode fazer o controle estático como dinâmico dos sistemas (Figura 4.18).

Para controle estático o microcontrolador funciona semelhante aos temporizadores, com o tempo das fases pré-estabelecido. Já para o controle dinâmico projeta-se acoplar ao microcontrolador sensores que identifiquem o final de cada fase do ciclo de tratamento. Atualmente está em fase de ajuste a introdução de um sensor de oxigênio ao controlador, o qual através da programação estabelecida no software realizará leituras instantâneas de OD, as quais serão analisadas pelo sistema, que determinará o comando liga ou desliga para o aerador, mantendo assim o controle do OD mais estável.

Figura 4.18 – Microcontrolador em desenvolvimento para sistemas RBS



Fonte: Próprio autor.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo serão apresentados e discutidos, com base na metodologia proposta, os resultados dos testes e análises específicas, para otimização dos reatores. Também serão avaliadas duas configurações de RBS, quanto à eficiência de remoção de nitrogênio com nitrificação e desnitrificação simultâneas e em reatores com câmaras dedicadas.

2.1. Problemas operacionais

Alguns problemas operacionais foram observados ao longo da pesquisa, tanto na etapa inicial (escala piloto) como na segunda etapa (escala de bancada).

Os reatores em escala piloto tiveram funcionamento inconstante, sendo necessário, devido aos problemas com os compressores, parar o tratamento. O sistema de aeração utilizado nesta etapa funcionou satisfatoriamente, em termos de injeção de ar, porém quanto à escolha do equipamento utilizado, duas medidas são imprescindíveis: o dimensionamento adequado do compressor para a quantidade de ar requerida e um bom sistema de filtração do ar. Sem estas medidas, problemas operacionais surgirão.

Foi verificado que os compressores escolhidos para operar na primeira etapa estavam trabalhando excessivamente, o que requereu muita manutenção (substituição de peças, troca de óleo constante, etc.), tornando inviável a continuação do projeto em escala piloto. Outro problema observado foi a necessidade de um sistema de filtração adequado para o ar comprimido, pois quando não há, observa-se a presença de partículas de óleo entrando no sistema e danificando os equipamentos associados ao sistema de aeração.

Como solução para o problema de aeração em escala piloto indica-se a utilização de um compressor dimensionado para a necessidade de ar dos reatores com um sistema de filtração e secagem de ar, para evitar danos aos equipamentos e instrumentos acessórios. Outra solução seria a utilização de sopradores de ar que,

embora trabalhem durante todo o período de aeração, não mostram desgaste mecânico das peças constituintes, como nos compressores.

Com a redução dos sistemas para escala de bancada não foi possível, dentro do período disponível, estabelecer um estado estacionário no sistema N/D. Portanto, não foi possível verificar se a teoria de fato se confirma na prática, e os dados do sistema N/D obtidos foram através de simulação pelo modelo desenvolvido.

2.2. Perfis de monitoramento dos sistemas

Para verificar o comportamento dos sistemas quanto à remoção de nitrogênio e realizar um comparativo entre as configurações de reatores operadas, foram realizados perfis de monitoramento, através dos quais foram coletadas amostras a cada hora da batelada dos reatores para realização de testes físico-químicos.

Os perfis de monitoramento só foram realizados em escala de bancada, haja vista que, após a estabilização dos sistemas em escala piloto, ocorreram os problemas com a aeração dos reatores, tendo-se que reduzir a escala para continuação da pesquisa.

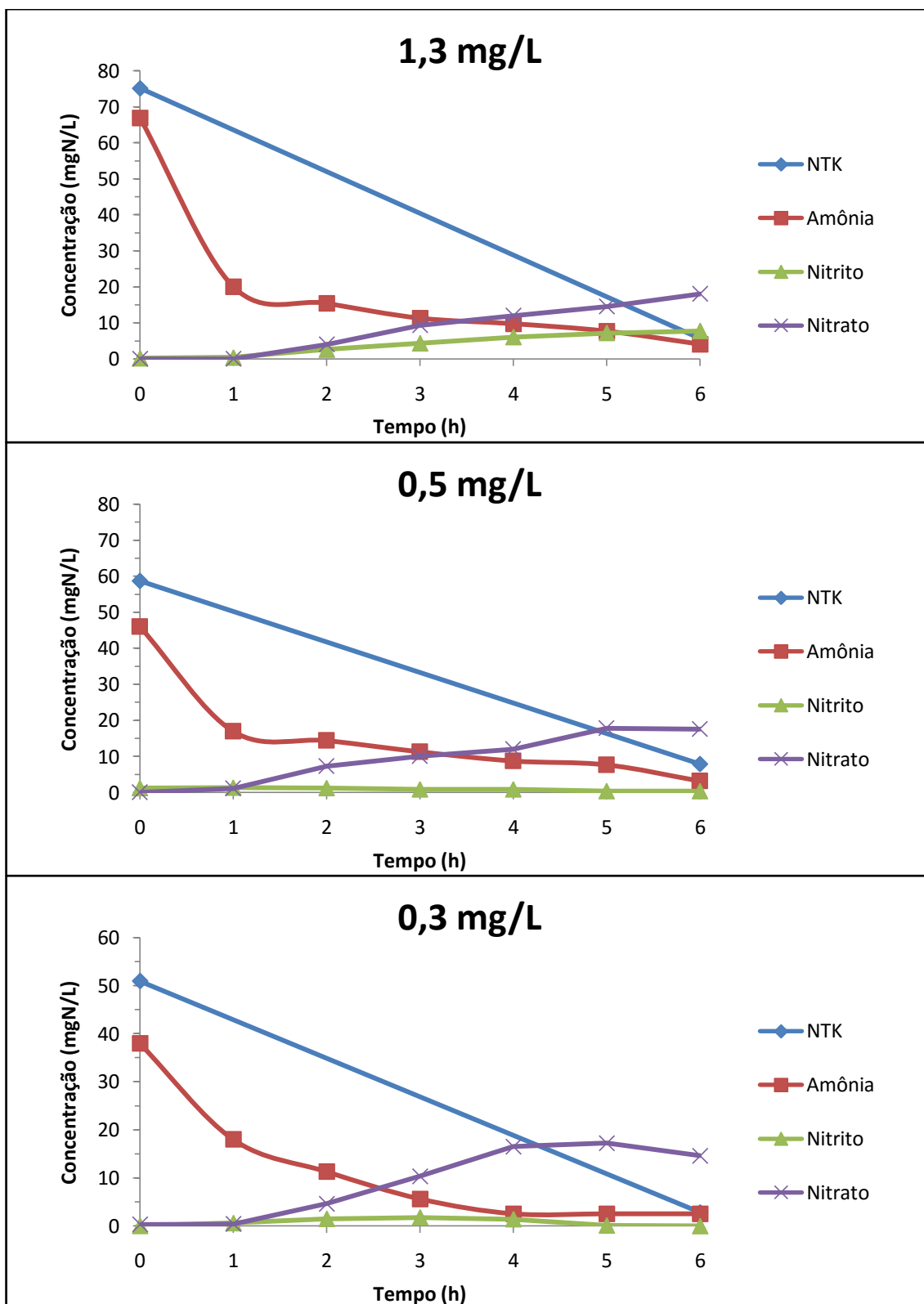
As análises físico-químicas seguiram os procedimentos do Standard methods for the examination of water and wastewater (APHA, 1994), porém a análise de nitrato seguiu o método do salicilato de sódio, segundo Rodier (1975).

2.2.1. Sistema SND

Para o sistema com nitrificação e desnitrificação simultâneas foram realizados três perfis de monitoramento, sendo analisado o comportamento deste reator para três concentrações de oxigênio distintas (1,3, 0,5 e 0,3 mg/L) e verificada qual a melhor concentração para que, no final da batelada, houvesse a menor concentração de nitrogênio no efluente, conforme a Figura 5.1.

Para realização dos testes o sistema encontrava-se em pleno funcionamento, com estabilidade operacional e controlador de oxigênio devidamente calibrado.

Figura 5.1 – Gráfico das frações de nitrogênio em função do tempo de batelada para os perfis de monitoramento do sistema SND com OD igual a 1,3; 0,5 e 0,3 mg/L.



Observação: Período de aeração de 0 - 5 horas e 1 hora de sedimentação e descarte.

Através do perfil de nitrogênio obtido pode-se perceber que o sistema com nitrificação e desnitrificação simultâneas não funcionou satisfatoriamente para a primeira concentração aplicada de OD (1,3 mg/L), haja vista que o efluente apresentou altas concentrações de nitrito e nitrato. O perfil de amônia durante o teste indica que a taxa de desaparecimento de amônia e, portanto, a taxa de produção de nitrato era em torno de 12,6 mgN/L/h. A taxa de acumulação de nitrato, r_A , durante o teste era em torno de 3 mg/L/h. Portanto a taxa de desnitrificação pode ser estimada como $r_D = r_N - r_A = 9,6$ mgN/L/h.

Com o resultado insatisfatório para a concentração de OD em 1,3 mg/L foi alterado no controlador de OD a concentração para 0,5 mg/L.

Pela Figura 5.1 percebe-se que o sistema ainda não tratou o afluente da forma desejada, sendo verificada elevada presença de nitrato no efluente do reator. A taxa de produção de nitrato foi de 8,6 mgN/L/h e a taxa de desnitrificação foi 5,6 mgN/L/h. Nota-se que o processo de nitrificação foi completo, devido ao não aparecimento de nitrito no efluente final e o nitrogênio amoniacal apresentar baixa concentração. Percebe-se que ainda há disparidade entre os valores das taxas de nitrificação e desnitrificação no reator, inviabilizando assim o uso de SND para concentração de 0,5 mgO₂/L.

Segundo Wosiack et al. (2013) a concentração de OD ideal para que ocorra a desnitrificação é entre 0,2 - 0,3 mg/L. Assim, o sistema foi programado para concentração de OD em 0,3 mg/L obtendo-se outro perfil de nitrogênio.

Como visto no último perfil de monitoramento, o sistema ainda não apresentou a condição ideal para nitrificação e desnitrificação simultâneas, pois embora não se tenha as outras frações de nitrogênio no efluente o nitrato ainda esteve presente. Apesar da tendência de redução da concentração de nitrato no final da batelada, a taxa de nitrificação foi maior que a taxa de desnitrificação. O perfil de amônia durante o teste indica que a taxa de desaparecimento de nitrogênio amoniacal era em torno de 7,1 mgN/L/h e a taxa de acumulação de nitrato durante o teste era em torno de 2,4 mg/L/h. Portanto a taxa de desnitrificação pode ser estimada como 4,7 mgN/L/h.

Todavia quando a concentração de OD foi reduzida para 0,2 mg/L, foi verificado que a nitrificação do sistema ocorreu somente parcialmente, haja vista que o efluente do reator apresentou concentração de nitrogênio amoniacal elevada, mostrando assim que a nitrificação era prejudicada pela baixa concentração de OD.

Foi realizada, então uma análise da remoção de nitrogênio no sistema em função da concentração de OD, usando o modelo desenvolvido no Capítulo 4.

A

Figura 5.2 mostra que, por meio de simulação com o modelo, foi possível estabelecer que a concentração de OD para que as taxas de nitrificação e desnitrificação sejam iguais é necessário que o valor de OD seja igual a 0,24 mg/L, onde: $r_D = r_N = 5,7$ mg/L/h. Isto também transparece na Figura 5.3 no qual foram plotadas as taxas r_N e r_D em função da concentração de OD, conforme o modelo.

Observa-se ainda que para uma batelada de 7,5 L em um reator de 15 L e uma concentração de nitrogênio amoniacal no esgoto de 42 mgN/L a concentração a ser nitrificada depois de alimentar uma batelada é $7,5/15 \cdot 42 = 21$ mg/L. Para uma taxa de 5,7 mg/L/h o tempo necessário é $21/5,7 = 3,7$ h. Como se supõe 4 bateladas por dia ($R_h = 0,5$ d) a taxa de remoção de nitrogênio é amplamente suficiente para produzir e remover nitrato dentro do tempo disponível, mesmo atribuindo valores para alimentação, sedimentação e descarga do efluente.

Figura 5.2 – Modelo de planilha desenvolvida para o sistema SND

Dados de teoria básica: Valores da massa de lodo, de lodo ativo e de lodo nitrificante (VAN HAANDEL E MARAIS, 1999)									
$MXt = Vr.Xt = Vr.Xv/fv = Vr.[((1-fus-fup)(1+f.b_n.R_s)YR_s/(1+b_n.R_s)+fupR_s/fcv)Sta/R_h]/fv$					$rN_{m\grave{a}x} = (\mu_{m\grave{a}x}.Xn)/Yn$		$rD = rD_{m\grave{a}x}.exp(-3.OD)$		
$MXa = Vr.Xa = Vr.[(1-fus-fup)YR_s/(1+b_n.R_s)]Sta/R_h$					$rD_{m\grave{a}x} = k2.Xa$				
$MXn = Vr.Xn = Vr.[YnR_s/(1+b_n.R_s).Nc/R_h]$					$rN = rN_{m\grave{a}x}.OD/(OD+ko)$				
MXt=	85,99	g	Mxa =	22,95	g	MXn =	1,29	g	
Xt =	5,73	g/L	Xa =	1,53	g/L	Xn =	0,09	g/L	Xv= 4,30 g/L

fus =	0,1	b _n =	0,3	dia ⁻¹	Y =	0,45	mgSVS/mgDQO	Sta =	0,70	g/L
fup =	0,05	k ₂ =	0,16	mgN/mgXa.dia	Rs =	20	dia	Sba =	0,60	g/L
f =	0,2	Ko =	0,50		Q =	30	L/dia	Yn =	0,1	mgSVS/mgN
fcv =	1,5	Kn =	2,01		T =	26,00	°C	μ _{máx} =	0,5	dia ⁻¹
fv =	0,75	Rh =	0,5	dia	Nc =	0,042	gN/L			
fbs =	0,25	Cr =	1,29		bn =	0,05	dia ⁻¹			

Dados básicos do reator:	
D =	0,15 m
A =	0,0177 m ²
Vr =	15 L

Taxa Máxima:	
rN _{máx} =	17,90 mgN/L/h
rD _{máx} =	11,60 mgN/L/h

A	B	C	D	
OD	rN	rD	rN-rD	
mgO/L	mgN/L/h	mgN/L/h		
0,20	5,11	6,37	-1,25	
0,24	5,81	5,65	0,16	
0,28	6,43	5,01	1,42	
0,30	6,71	4,72	1,99	Perfil III
0,50	8,95	2,59	6,36	Perfil II
1,30	12,93	0,23	12,69	Perfil I

Onde:

Coluna A: Concentração de oxigênio definida para o licor misto

Coluna B: Calcula a taxa de nitrificação pela Equação 4.1

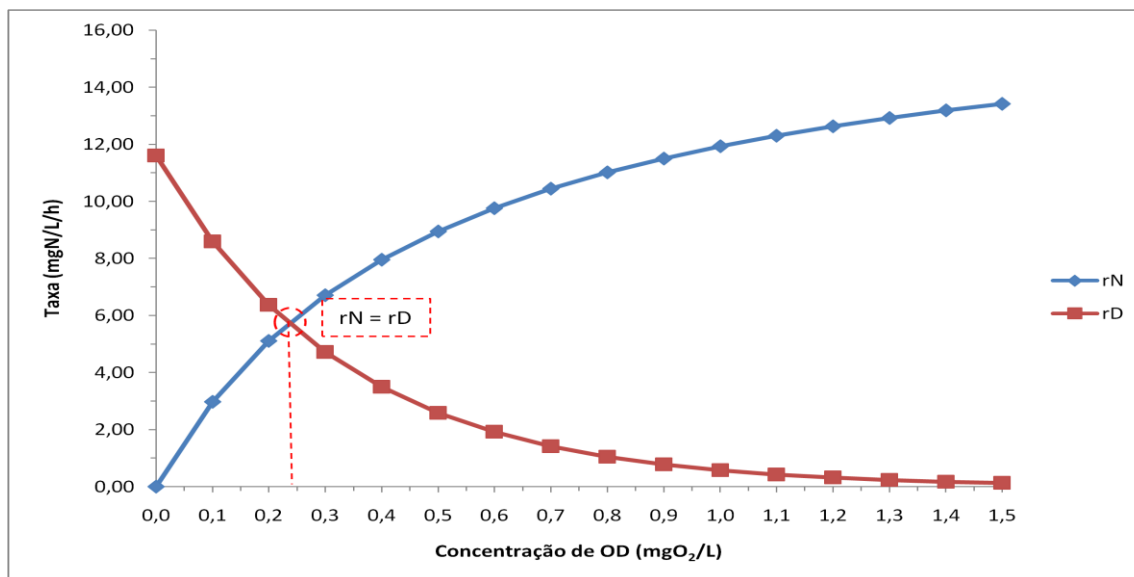
Coluna C: Estima a taxa de desnitrificação pela Equação 4.3

Coluna D: Relação entre rN e rD

Quando rN=rD a concentração de OD é adequada.

Fonte: Próprio autor.

Figura 5.3 – Relação entre as concentrações de OD e as taxa de r_N e r_D para o sistema SND conforme o modelo desenvolvido



A simulação de remoção de nitrogênio no sistema SND mostra que sob condições ideais a remoção de nitrogênio é completa para $OD = 0,24 \text{ mg/L}$. Nesta condição há remoção de $15 \cdot 5,7 = 86 \text{ mgN/h}$ ou 2050 mgN/d no sistema de 15 L ou ainda uma capacidade de remoção de nitrogênio de $2050/15 = 137 \text{ mgN/d}$ por litro de volume do sistema. Outra maneira de expressar a capacidade do sistema é dar a capacidade de remoção de nitrogênio por litro de afluente: 2050 mgN/d para uma vazão de 30 L/d , resultando em 68 mgN/L de afluente.

Os resultados mostram que para obter êxito com o sistema SND é necessário manter a concentração de OD constante a um valor muito baixo ($0,2 < OD < 0,3$). Manter esta concentração baixa com a menor variação é uma tarefa que requer bastante controle operacional, pois o OD necessário deve ser constante enquanto que a TCO varia bastante. Portanto é necessário que se tenha um sistema de aeração que varie com o tempo de acordo com a demanda exercida pela TCO.

Para simular o funcionamento dos sistemas através do modelo desenvolvido, algumas informações são imprescindíveis (Tabela 5.1):

Tabela 5.1 – Informações necessárias para simulação de sistemas aeróbios para remoção de nitrogênio.

Variável	Teste	Adotado
(1) Concentração/composição do MO		
f_{us}	DQO do efluente	0,1
f_{up}	Teste da massa de lodo,	0,05
f_{bs}	Respirometria	0,25
S_{ta}	DQO do afluente	Variável
(2) Razão TKN/DQO	DQO e TKN no afl.	
(3) Fração volátil:	Gravimetria	
f_v		0,75 a 0,8
(4) Fração de N no lodo	Combustão/ Titulometria	0,1 gN/gSVS
(5) Cinética de nitrificação		
μ_m	Respirometria	0,3 a 0,6 /d
K_o	Respirometria	0,5-1,0 mg/L
b_n		$0,04 * 1,03^{(t-20)}$
(6) Cinética de desnitrificação		
k_2	Titulometria	$0,1 * 1,08^{(t-20)}$
fator de redução de $r_d = f(OD)$	Respirometria	$r_d = r_{do} e^{(-kOD)}$
(7) Temperatura (constante decaimento)		
b_h	Respirometria	$0,24 * 1,04^{(t-20)}$
(8) Constante de utilização MO particulado	Respirometria	3 gDQO/gX _a /d
(9) Sedimentabilidade k, v _o .	Teste específico	k = 0,4 L/g v _o = 10 m/h

Alguns fatores devem ser levados em consideração para que se tenha um reator SND com boas condições de operação. O primeiro é que os instrumentos de medidas e controle de OD devem ser precisos e estar bem calibrados, pois como a concentração de OD ideal é relativamente baixa e qualquer variação da concentração programada pode interferir no tratamento. Segundo, é importante que se tenha um lodo de qualidade, com microrganismos nitrificantes e desnitrificantes presentes e ativos. Por fim, é imprescindível que as taxas de nitrificação e desnitrificação possam ocorrer no menor tempo possível, para isso é necessário que o sistema esteja estável operacionalmente.

2.2.2. Sistema N/D

Para os sistemas com zonas dedicadas foi realizado o estudo empírico das condições ideais de funcionamento do sistema com base na planilha modelo, elaborada no Capítulo 4, de acordo com a teoria de lodo ativado segundo van Haandel e Marais (1999). A base do modelo é que a capacidade de produção de

nitrito na zona aerada do sistema deve ser igual à capacidade de remoção de nitrito na zona anóxica, tendo-se a taxa de recirculação entre as duas zonas para equilibrar estas capacidades Figura 5.4.

Através de uma simulação foi possível estimar qual deveria ser a divisão da massa de lodo do sistema, mediante a vazão de recirculação empregada (Q_r), para que houvesse a situação de equilíbrio na qual a produção de nitrito na zona aerada fosse igual à remoção de nitrito na zona não aerada, ou seja, na qual a capacidade de nitrificação fosse igual à capacidade de desnitrificação. Sob as condições da Figura 5.4 (as mesmas da

Figura 5.2) as taxas r_N e r_D se igualam quando $Q_r = 35,5$ L/h. Nesta condição $r_N = r_D = 9,6$ mg/L/h. Num sistema com 15 L (7,5 L para cada uma das duas zonas) a capacidade de remoção de nitrogênio é $7,5 \cdot 9,6 = 1730$ mgN/d. Portanto a capacidade de remoção de nitrogênio do sistema N/D pode ser expressa como $1730/15 = 116$ mg/L de sistema ou $1730/30 = 58$ mgN/L de afluente para uma vazão presumida de 30 L/d ($R_h = 0,5$).

Figura 5.4 – Modelo de planilha desenvolvida para sistema de tratamento N/D

Dados básicos do reator:		Dados de teoria básica: Valores da massa de lodo, de lodo ativo e de lodo nitrificante (VAN HAANDEL E MARAIS, 1999)																		
D =	0,15 m	$MXt = Vr.Xt = Vr.Xv/fv = Vr.[((1-fus-fup)(1+f.b_n.R_s)YR_s/(1+b_n.R_s)+fupR_s/fcv)Sta/R_h]/fv$					$rN = (\mu.Xn)/Yn$													
A =	0,018 m ²	$MXa = Vr.Xa = Vr.[(1-fus-fup)YR_s/(1+b_n.R_s)]Sta/R_h$					$rD = k_2.Xa$													
Vr =	30 L	$MXn = Vr.Xn = Vr.[YnR_s/(1+b_n.R_s).Nc/R_h]$					$v = v_o.exp(-kXt)$													
Sedimentabilidade do Lodo:		MXt =	171,97	g	Mxa =	45,90	g	MXn =	2,52	g	Xv =	4,30	g/L							
k =	0,35 L/g	Xt =	5,73	g/L	Xa =	1,53	g/L	Xn =	0,08	g/L										
v _o =	41 m/h			fus =	0,1	b _n =	0,3	dia ⁻¹	Y =	0,45	mgSVS/mgDQO	Sta =	0,7	g/L	k ₃ =	0,1	mgN.mgXa ⁻¹ .dia ⁻¹	Sba =	0,60	g/L
				fup =	0,05	fcv =	1,5	mgDQO/mgSVS	Rs =	20	dia	bn =	0,05	dia ⁻¹	Nc =	0,042	gN/L	Rh =	0,5	dia
				f =	0,2	fv =	0,75	mgSVS/mgSTS	Q =	60	L/dia	Yn =	0,1	mgSVS/mgN	μ _{máx} =	0,56	dia ⁻¹	Cr =	1,29	mgXa.mgSba ⁻¹ .dia

A	B	C	D	E	F	G	H	I
Qr L/h	v m/h	ln(v/v _o)	Xt2 g/L	Xt1 g/L	Xt2/Xt1	rN mgN/L/h	rD mgN/L/h	rN-rD
31,5	1,78	-3,14	8,96	2,51	3,57	8,57	9,96	-1,39
32,5	1,84	-3,10	8,87	2,60	3,41	8,88	9,86	-0,98
33,5	1,90	-3,07	8,78	2,68	3,27	9,18	9,77	-0,59
34,5	1,95	-3,04	8,70	2,77	3,14	9,46	9,67	-0,21
35,5	2,01	-3,02	8,62	2,85	3,02	9,74	9,58	0,16
36,5	2,07	-2,99	8,54	2,93	2,91	10,01	9,49	0,52
37,5	2,12	-2,96	8,46	3,01	2,81	10,28	9,41	0,87

Ideal

Onde:

Coluna A: Vazão de recirculação

Coluna B: Velocidade da fase líquida = Velocidade de sedimentação do lodo na zona anóxica

Coluna C: Logaritmo natural da velocidade ascensional sobre a velocidade de sedimentação

Coluna D: Calcula Xt na zona anóxica com a equação de vesilind

Coluna E: Calcule Xt na zona aeróbia pela massa de lodo e a massa na zona anóxica

Coluna F: Calcula a proporção entre lodo na zona anóxica e aeróbia

Coluna G: Calcula a taxa de nitrificação

Coluna H: Estima a taxa de desnitrificação

Coluna I: Relação entre rN e rD

Quando rN=rD a recirculação é adequada: a taxa de produção de nitrato é igual à taxa de remoção de nitrato.

Fonte: Próprio autor.

2.2.3. Comparação dos sistemas SND e N/D

Os modelos dos sistemas SND e N/D podem ser usados para comparar a capacidade de remoção de nitrogênio nos dois sistemas e avaliar as vantagens e desvantagens de cada um.

Ao comparar o sistema SND e o sistema N/D se conclui que os dados e os modelos indicam que o sistema SND tem maior capacidade de remoção (137 mg/L/d no sistema SND contra 116 mg/L/d no sistema N/D, ou ainda 68 mg/L de afluente no sistema SND contra 58 mg/L no sistema N/D). Todavia, ainda que a capacidade de remoção de nitrogênio do sistema SND, em princípio, seja maior que a do sistema N/D, na prática esta vantagem pode não se materializar, devido à dificuldade de se controlar a concentração de oxigênio que deve ser mantida rigorosamente constante e a um valor muito baixo, enquanto a taxa de consumo de oxigênio varia bastante e precipitadamente durante o tratamento. Assim sendo, talvez seja preferível, na prática, usar o sistema N/D que tem um controle menos crítico e mais fácil de implementar. O controle no sistema N/D poderia ser realizado com um controlador específico para nitrato, colocado no reator D, para manter a concentração de nitrato no reator num determinado baixo valor (1 mgN/L, por exemplo), pela recirculação de nitrato do reator N. Nestas condições a taxa de recirculação seria mínima e, portanto, tanto a nitrificação como a desnitrificação ocorreriam à taxa máxima possível.

6. CONCLUSÕES

O desenvolvimento deste estudo experimental resultou em algumas importantes conclusões de aplicabilidade prática, relativas à automatização de reatores biológicos e ao desempenho e operação de sistema de lodo ativado em bateladas sequenciais. Assim, conclui-se que:

- Embora limite o tempo de tratamento o controle estático dos reatores estudados atende de forma satisfatória a automatização dos sistemas;
- Há necessidade de equipamentos básicos para automatização de reatores, os quais devem conter: bombeamento de afluente eficiente, sistema de aeração que mantenha a concentração de oxigênio ideal dentro dos reatores e equipamento de descarte de efluente que não utilize muito tempo para concluir a etapa. Todavia, para operação dos sistemas de tratamento com a mínima intervenção humana é necessária a incorporação de um sistema controlador ou microcontrolador que, associado a instrumentos de medida e controles acessórios, realizem as ações e intervenções necessárias no sistema;
- As planilhas modelos desenvolvidas para os sistemas com nitrificação e desnitrificação simultâneas e em zonas dedicadas mostraram-se ser uma ferramenta importante para projetar reatores RBS para remoção de nitrogênio. Através dos testes realizados pode-se observar coerência entre os valores teóricos, determinados no modelo, e os resultados obtidos;
- O sistema com nitrificação e desnitrificação simultâneas é eficiente para remoção de nitrogênio quando operado com concentração de oxigênio dissolvido entre 0,2 mg/L e 0,3 mg/L. A calibração do equipamento controlador é de fundamental importância para manter a menor variação da concentração de OD no licor misto, tendo assim a melhor taxa de desnitrificação sem comprometer a nitrificação do sistema;

- O sistema com nitrificação e desnitrificação em zonas dedicadas possui bom potencial de remoção de nitrogênio, desde que os critérios básicos de projeto sejam atendidos. Este tipo de sistema é uma boa opção para o tratamento de águas residuárias, visando remoção de material orgânico e nitrogênio;
- Comparando as duas configurações de reatores estudadas verifica-se que ambos possuem potencial de tratamento favorável para remoção de nitrogênio, embora não se tenha resultado experimental do sistema N/D. Ao comparar o sistema SND e o sistema N/D (simulado) se conclui que os dados e os modelos indicam que o sistema SND tem maior capacidade de remoção de material nitrogenado (137 mg/L/d sistema SND contra 116 mg/L/d no sistema N/D), todavia a aplicabilidade desse sistema só é satisfatória caso a baixa concentração de OD seja fixa. Assim sendo, talvez seja preferível na prática usar o sistema N/D que tem um controle menos crítico e mais fácil de implementar.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABREU, L. M. Aspectos Microbiológicos de los Procesos de Nitrificación-Desnitrificación. III Taller Y Seminario Latino Americano: Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales. **Anais...** . p.55–64, 1994.
- APHA, A. P. H. A.-. Water Environment Federation (1998) Standard methods for the examination of water and wastewater. , 1994. Washington, DC.
- BERTUCCI-NETO, V.; FONSECA, R. F.; FARINAS, C. S.; COURI, S. Automação de reatores de fermentação sólida para produção de enzimas. , 2009. São Carlos - SP: Embrapa Instrumentação Agropecuária.
- BHUVANESH, S.; MANEESH, N.; SREEKRISHNAN, T. R. Start-up and performance of a hybrid anoxic reactor for biological denitrification. **Bioresource Technology**, v. 129, p. 78–84, 2013. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2012.10.009>>. .
- BORTOLI, M.; KUNZ, A.; SOARES, H. M.; BELLI FILHO, P.; COSTA, R. H. R. DA. Emissão de óxido nitroso nos processos de remoção biológica de nitrogênio de efluentes. **Engenharia Sanitaria e Ambiental**, v. 17, p. 01–06, 2012.
- BRAGA, B.; HESPANHOL, I.; CONEJO, J. G.; et al. **Introdução à engenharia ambiental**. Prentice Hall, 2002.
- BUENO, R. D. F. Nitrificação e Desnitrificação Simultânea em Reator com Biomassa em Suspensão e Fluxo Contínuo de Esgoto. , p. 148, 2011.
- CANALES, F. A.; MENDES, C. A. B. Dinâmica de sistemas para modelagem de reatores em bateladas sequenciais System Dynamics for sequencing batch reactors modeling. , p. 1207–1222, 2014.
- CATUNDA, S. Y. C.; DEEP, G. S.; VAN HAANDEL, A. C. Métodos alternativos para medição da taxa de consumo de oxigênio em sistemas de lodo ativado. , v. 9, n. 2, p. 57–64, 1998.
- CATUNDA, S. Y. C.; DEEP, G. S.; VAN HAANDEL, A. C.; FREIRE, R. C. S. Fast on-line measurement of the respiration rate in activated sludge systems. Instrumentation and Measurement Technology Conference, 1996. IMTC-96. Conference Proceedings. Quality Measurements: The Indispensable Bridge between Theory and Reality., IEEE. **Anais...** . v. 2, p.1320–1325, 1996. IEEE.
- DAVIS, M. L.; CORNWELL, D. A. **Introduction to environmental engineering**. McGraw-Hill Companies, 2008.
- DEZOTTI, M.; SANTANNA JR., G. L.; BASSIN, J. P. **Processos biológicos avançados para tratamento de efluentes e técnicas de biologia molecular para estudo da diversidade microbiana**. Rio de Janeiro, 2011.
- ENGENHARIA, A. MANUAL DE OPERAÇÃO. , 2010. Pirassununga - SP.

FERNANDES, F.; SOUZA, S. G. DE; NUNES, C. W.; NOGUEIRA, R. G.; IZUME, F. COMPOSTAGEM DO LODO. , p. 89–94, 2000.

FERREIRA, A. F. **Uso da respirometria na avaliação da influência do pH na capacidade ativa das bactérias nitrificantes.**, 2002. UFCG.

FERREIRA, E. D. S.; SOARES, S. R. A.; BERNARDES, R. S. Uso Da Respirometria Para a Caracterização De Esgotos Domésticos : Aplicação , Limites E Apresentação De Método Simplificado. , p. 1–8, 2002.

FREIRE, J. R. P.; FEITOSA, P. H. C.; COURA, M. D. A.; CAMINHA, M. J. Análise do sistema separador absoluto no âmbito da drenagem pluvial da cidade de Campina Grande-Estudo de caso do Canal das Piabas. **Revista Monografias Ambientais**, v. 13, n. 5, p. 4034–4043, 2014.

FUNASA, (BRASIL). **Manual de saneamento**. 3rd ed. Brasília: Fundação Nacional de Saúde, 2006.

VAN HAANDEL, A. C. **Nitrification and Denitrification Kinetics in the Activated Sludge Process.**, 1981. University of Cape Town.

VAN HAANDEL, A. C.; VAN DER LUBBE, J. G. M. **Handbook of Biological Wastewater Treatment: Design and Optimisation of Activated Sludge Systems**. IWA Pub., 2012.

VAN HAANDEL, A. C.; KATO, M.; VON SPERLING, M. Remoção biológica de nitrogênio: Aplicações para o sistema de lodo ativado. In: F. S. B. Mota; M. Von Sperling (Eds.); **Nutrientes de Esgoto Sanitário: Utilização e remoção**, 2009. Rio de Janeiro: ABES.

VAN HAANDEL, A. C.; VAN DER LUBBE, J. **Handbook Biological Waste Water Treatment-Design and Optimisation of Activated Sludge Systems**. Webshop Wastewater Handbook, 2007.

VAN HAANDEL, A. C.; MARAIS, G. **O comportamento do sistema de lodo ativado: teoria e aplicações para projetos e operação**. epgraf, 1999.

HENRIQUE, I. N. **TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DOMÉSTICAS ATRAVÉS DE SISTEMA CONJUGADO ANAERÓBIO / AERÓBIO : ALTERNATIVA TECNOLÓGICA PARA MINIMIZAÇÃO IMPACTOS AMBIENTAIS**, 2010. Universidade Federal de Campina Grande.

JORDÃO, E. P.; PESSÔA, C. A. **Tratamento de esgoto doméstico**. 2005.

LAMON, A. W.; SARTI, A.; SILVEIRA, P. E.; BRASIL, N. EM ESCALA PLENA COM ZONAS ANAERÓBIA E AERÓBIA SOBREPOSTAS PARA TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO 2 MATERIAL E MÉTODOS. , 2008.

LIMA, E. P. DA C.; VAN HAANDEL, A. C.; KIPERSTOK, A.; FERNANDES, J. G. RESPIROMETRIA APLICADA AO TRATAMENTO BIOLÓGICO DE. , , n. 1, p. 1–4, 2010.

LIMA, M. N. F. **RECUPERAÇÃO DE OVOS DE HELMINTOS EM AMOSTRAS DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS URBANAS DE POPULAÇÕES DE BAIXA RENDA DA CIDADE DE CAMPINA GRANDE, PARAÍBA, BRASIL**, 2013. UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE UNIDADE.

METCALF & EDDY, I. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4th rev. ed. New York, 2003.

RODIER, J. **L'analyse de l'eau: eaux naturelles, eaux residuais, eaux de mer**. 5th ed. Paris: Dunod, 1975.

ROS, M. **Respirometry of activated sludge**. Technomic, 1993.

SANTOS, E. V. M. DOS. **Desnitrificação em Sistemas de Lodo Ativado**, 2009. Universidade Federal de Campina Grande.

SARTI, A.; WAGNER LAMON, A.; SILVEIRA, P. E. Emprego de automação na operação de reatores anaeróbios em batelada utilizados no tratamento de esgoto sanitário. **Saneamento Ambiental: Ética e Responsabilidade Social**. p.1–21, 2003. ABES.

SILVA FILHO, H. A. Nitrificação em Sistemas de Lodo Ativado. , p. 135, 2009.

SILVA FILHO, H. A. **Determinação de propriedades bioquímicas e mecânicas de biomassas de sistemas de lodo ativado para concepção de projetos otimizados**, 2014. Universidade Estadual da Paraíba.

SNATURAL. Aeração e Aquicultura - Ar Difuso Peixes e Camarões. , 2011. São Paulo - SP: SNatural Ambiente. Disponível em: <http://www.snatural.com.br/PDF_arquivos/Teoria-Aeracao-Peixe-Camarao-Ap1.pdf>. Acesso em: 25/3/2015.

VON SPERLING, M. Dimensionamento De Lodos Ativados Por Batelada Utilizando Os Princípios Da Teoria Do Fluxo De Sólidos. **Artigo Técnico**, v. 6, p. 147–156, 2001.

VON SPERLING, M. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Lodos ativados. **Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, UFMG, Belo Horizonte**, v. 4, 2002.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos; Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias**. 3ª Edição. 2005.

VANROLLEGHEM, P. A.; LEE, D. S. On-line monitoring equipment for wastewater treatment processes: state of the art. **Water science and technology: a journal of the International Association on Water Pollution Research**, v. 47, p. 1–34, 2003.

WOSIACK, P. A.; KOKI, C. R.; BARANA, A. C.; et al. A REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA CARBONÁCEA E START UP EVALUATION OF A BIOLOGICAL REACTOR TO REMOVE CARBONACEOUS ORGANIC MATTER AND. , p. 33–44, 2013.

YE, R. W.; THOMAS, S. M. Microbial nitrogen cycles: physiology, genomics and applications. , p. 307–312, 2001.