Campus de São Carlos

DEFINIÇÃO DO CICLO OPERACIONAL DE UM
REATOR SEQUÊNCIAL EM BATELADA AERÓBIO
(SBR) PARA TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO

RODRIGO GIBBIN MARCONI

Orientador: Prof. Dr. Woodrow Nelson Lopes Roma

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO

**ESCOLA DE ENGENHARIA
DE SÃO CARLOS**

**DEFINIÇÃO DO CICLO OPERACIONAL DE UM REATOR
SEQUÊNCIAL EM BATELADA AERÓBIO (SBR) PARA
TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO**

RODRIGO GIBBIN MARCONI

Serviço de Pós-Graduação EESC/USP
EXEMPLAR REVISADO
Data de entrada no Serviço: 20 / 03 / 01
Ass.:

Dissertação apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos, da Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para a obtenção do título de Mestre em Hidráulica e Saneamento.

ORIENTADOR: Prof. Dr. Woodrow Nelson Lopes Roma

DEDALUS - Acervo - EESC

31100017291

São Carlos
2001

TESE- EESC

13337

0085/01

at 1170097

Ficha catalográfica preparada pela Seção de Tratamento
da Informação do Serviço de Biblioteca – EESC/USP

M321d

Marconi, Rodrigo Gibbin

Definição do ciclo operacional de um reator
seqüencial em batelada aeróbio (SBR) para tratamento
de esgoto sanitário / Rodrigo Gibbin Marconi. -- São
Carlos, 2001.

Dissertação (Mestrado) -- Escola de Engenharia de
São Carlos-Universidade de São Paulo, 2001.

Área: Hidráulica e Saneamento.

Orientador: Prof. Dr. Woodrow Nelson Lopes Roma.

1. Lodos ativados por batelada aeróbio. 2. Reator
seqüencial em batelada. 3. Ciclo operacional.
4. Eficiência do tratamento. 5. Automação do SBR.
I. Título.

FOLHA DE APROVAÇÃO

Candidato: Engenheiro **RODRIGO GIBBIN MARCONI**

Dissertação defendida e aprovada em 19-01-2001
pela Comissão Julgadora:

Prof. Titular **WOODROW NELSON LOPES ROMA (Orientador)**
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)

Prof. Doutor **MARCELO ZAIAT**
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)

Prof. Doutor **BERNARDO ARANTES DO NASCIMENTO TEIXEIRA**
(Universidade Federal de São Carlos - UFSCar)

Prof. Associado **EDUARDO CLETO PIRES**
Coordenador do Programa de Pós-Graduação
em Engenharia (Hidráulica e Saneamento)

JOSÉ CARLOS A. CINTRA
Presidente da Comissão de Pós-Graduação da EESC

Dedico este trabalho a meus pais, José Luiz e Maria Idê, e a minha namorada Rosângela pelo permanente apoio e incentivo durante a realização deste trabalho.

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Woodrow Nelson Lopes Roma pela constante orientação, atenção e dedicação durante a realização do trabalho.

Aos Professores Dr. Luiz Antonio Daniel e Dr. Marcelo Zaiat, pelos ensinamentos e sugestões apresentadas para o aprimoramento do trabalho.

Ao CNPq pelo fornecimento da bolsa de estudos.

Ao Departamento Autônomo de Água e Esgoto de Araraquara, na pessoa do Sr. Aldo Benedito Pierre, pela permissão da realização do trabalho nas dependências da ETE de Bueno de Andrada e pelo auxílio prestado durante sua realização.

Ao Eng. Leandro Capuzo, responsável pelas análises laboratoriais da ETE Bueno de Andrada, pelo auxílio na realização dos ensaios e no controle operacional da estação.

Aos funcionários da ETE Bueno de Andrada: Aguinaldo e Domingos pela ajuda no controle operacional da estação e na realização dos ciclos operacionais.

Aos funcionários do Departamento de Hidráulica e Saneamento pelo atendimento e atenção.

Aos meus pais, Maria Idê e José Luiz, que foram os responsáveis pelo meu ingresso no curso de pós-graduação e aos meus irmãos Leandro e Thiago pelo apoio e durante a realização do trabalho.

A minha namorada Rosângela pelo permanente incentivo e apoio durante a realização do trabalho.

A todos que contribuíram de forma direta ou indireta para a realização deste trabalho.

ÍNDICE

LISTA DE FIGURAS.....	vii
LISTA DE TABELAS.....	x
LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS.....	xi
LISTA DE SÍMBOLOS.....	xii
RESUMO.....	xiii
ABSTRACT.....	xiv
1- INTRODUÇÃO.....	1
2- OBJETIVOS.....	6
3- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	7
3.1. O Processo de lodos ativados.....	7
3.1.1. Introdução.....	7
3.1.2. Descrição do processo.....	8
3.1.3. Microbiologia do processo.....	9
3.1.4. Fatores intervenientes.....	11
3.2. O processo de lodos ativados por batelada.....	15
3.2.1. Introdução.....	15
3.2.2. Descrição do processo.....	17
3.2.3. Modificações do processo.....	28
3.2.4. Vantagens e desvantagens do processo por batelada.....	35
4- FUNDAMENTOS TEÓRICOS.....	42
4.1. Decomposição biológica dos esgotos.....	42
4.2. Remoção de nitrogênio e suas principais formas nos esgotos.....	43
4.2.1. O processo de nitrificação.....	44
4.2.2. O processo de desnitrificação.....	47
5- METODOLOGIA.....	52
5.1. Descrição da ETE Bueno de Andrada.....	52
5.1.1. Fluxograma geral da processo.....	54
5.1.2. Partes constituintes do sistema de tratamento.....	55
5.2. Procedimentos de operação.....	60

5.3. Metodologias de ensaio.....	61
5.3.1 Descrição das análises.....	62
5.4. Estratégias de ciclo	62
5.4.1. Estratégia de ciclo base.....	62
5.4.2. Estratégia de ciclo 1.....	65
5.4.3. Estratégia de ciclo 2.....	66
5.4.4. Estratégia de ciclo 3.....	67
5.4.5. Estratégia de ciclo 4.....	67
5.5. Avaliação da remoção de nitrogênio	69
5.5.1. Monitoramento do período de aeração.....	69
5.5.2. Monitoramento do período de mistura.....	70
5.6. Automação da ETE Bueno de Andrada.....	71
5.6.1. Descrição do sistema.....	71
6- RESULTADOS OBTIDOS.....	72
6.1. Definição do ciclo operacional.....	72
6.1.1. Estratégia de ciclo 1.....	73
6.1.2. Estratégia de ciclo 2.....	77
6.1.3. Estratégia de ciclo 3.....	81
6.1.4. Estratégia de ciclo 4.....	86
6.2. Avaliação da remoção de nitrogênio.....	91
6.2.1. Monitoramento do período de aeração.....	91
6.2.2. Monitoramento do período de mistura.....	92
6.3. Automação da ETE Bueno de Andrada.....	93
6.3.1. Descrição do sistema.....	93
6.3.2. Definição do arquivo de controle.....	93
7- DISCUSSÃO DOS RESULTADOS.....	96
7.1. Comparações das estratégias.....	98
7.1.1. Estratégia de ciclo 1.....	98
7.1.2. Estratégia de ciclo 2.....	98
7.1.3. Estratégia de ciclo 3.....	98
7.1.4. Estratégia de ciclo 4.....	100
7.2. Avaliação da remoção de nitrogênio.....	100

7.2.1. Monitoramento do período de aeração.....	101
7.2.2. Monitoramento do período de mistura.....	101
7.3. Automação da ETE Bueno de Andrada.....	102
8- CONCLUSÕES.....	104
9- REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	106
ANEXO 1.....	112
ANEXO 2.....	124

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Seqüência da predominância dos microorganismos no tratamento de esgotos (SPERLING, 1996).....	10
Figura 2 – Esquema de um floco de lodo ativado (SPERLING, 1996).....	11
Figura 3 – Ciclos do processo de operação intermitente (SPERLING, 1997).....	18
Figura 4 – Arranjo de três reatores batelada em paralelo (SPERLING, 1997).....	21
Figura 5 – Etapas da estratégia de ciclo para remoção de matéria orgânica e fósforo (CHERNICHARO & SPERLING, 1993).....	33
Figura 6 – Etapas da estratégia de ciclo para remoção de matéria orgânica, fósforo e nitrogênio (CHERNICHARO & SPERLING, 1993).....	34
Figura 7 – Representação esquemática da localização da ETE e o ponto de lançamento do efluente tratado.....	52
Figura 8 – Vista geral da ETE Bueno de Andrada.....	53
Figura 9 – Fluxograma Geral da ETE Bueno de Andrada.....	54
Figura 10 – Detalhe do Rotamat	55
Figura 11 – Detalhe do tanque de armazenamento de residuo.....	56
Figura 12 – Vista Geral dos SBRs.....	57
Figura 13 – Detalhe do tanque de armazenamento de lodo.....	57
Figura 14 – Detalhe dos leitos de secagem.....	58
Figura 15 – Detalhe do campo de filtração.....	59
Figura 16 – Detalhe da câmara de contato.....	59
Figura 17 – Variação da DQO de entrada (Estratégia de Ciclo 1).....	74
Figura 18 – Variação da DQO de saída (Estratégia de Ciclo 1).....	75

Figura 19 – Comparação entre DQO entrada e DQO saída (Estratégia de Ciclo 1).....	75
Figura 20 – Variação da DBO ₅ de entrada (Estratégia de Ciclo 1).....	76
Figura 21 – Variação da DBO ₅ de saída (Estratégia de Ciclo 1).....	76
Figura 22 – Comparação entre DBO ₅ entrada e DBO ₅ saída (Estratégia de Ciclo 1).....	77
Figura 23 – Variação da DQO de entrada (Estratégia de ciclo 2).....	78
Figura 24 – Variação da DQO de saída (Estratégia de Ciclo 2).....	79
Figura 25 – Comparação entre DQO entrada e DQO saída (Estratégia de ciclo 2).....	79
Figura 26 – Variação da DBO ₅ de entrada (Estratégia de Ciclo 2).....	80
Figura 27 – Variação da DBO ₅ de saída (Estratégia de Ciclo 2).....	80
Figura 28 – Comparação entre DBO ₅ entrada e DBO ₅ saída (Estratégia de Ciclo 2).....	81
Figura 29 – Variação da DQO de entrada (Estratégia de ciclo 3).....	82
Figura 30 – Variação da DQO de saída (Estratégia de Ciclo 3).....	83
Figura 31 – Comparação entre DQO entrada e DQO saída (Estratégia de ciclo3).....	83
Figura 32 – Variação da DBO ₅ de entrada (Estratégia de Ciclo 3).....	84
Figura 33 – Variação da DBO ₅ de saída (Estratégia de Ciclo 3).....	84
Figura 34 – Comparação entre DBO ₅ entrada e DBO ₅ saída (Estratégia de Ciclo 3).....	85
Figura 35 – Variação da DQO de entrada (Estratégia de ciclo 4).....	88
Figura 36 – Variação da DQO de saída (Estratégia de 4).....	88
Figura 37 – Comparação entre DQO entrada e DQO saída (Estratégia de ciclo 4).....	89

Figura 38 – Variação da DBO ₅ de entrada (Estratégia de Ciclo 4).....	89
Figura 39 – Variação da DBO ₅ de saída (Estratégia de Ciclo 4).....	90
Figura 40 – Comparação entre DBO ₅ entrada e DBO ₅ saída (Estratégia de Ciclo 4).....	90

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Duração dos ciclos operacionais do sistema (CHERNICHARO & SPERLING, 1993).....	29
Tabela 2 - Estratégias Comuns de Operação do Processo de Lodos Ativados por Batelada(KETCHUM, 1997).....	30
Tabela 3 - Comparação dos custos entre lodos ativados convencional e por batelada(KAMIYAMA & TSUTIYA, 1992).....	39
Tabela 4 – Valores de DQO , DBO ₅ e eficiência (Estratégia de Ciclo 1).....	74
Tabela 5 – Valores de DQO , DBO ₅ e eficiência (Estratégia de Ciclo 2).....	78
Tabela 6 - Valores de DQO , DBO ₅ e eficiência (Estratégia de Ciclo 3).....	82
Tabela 7 – Valores de DQO após cada fase do ciclo (Estratégia de Ciclo 3).....	86
Tabela 8 - Valores de DQO , DBO ₅ e eficiência (Estratégia de Ciclo 4).....	87
Tabela 9 – Valores de OD, NO ₃ e NH ₄ durante o período de monitoramento do período de aeração.....	91
Tabela 10 – Valores de OD, NO ₃ e NH ₄ durante o período de monitoramento do período de mistura.....	92
Tabela 11 – Valores de NO ₃ e NH ₄ durante o período de monitoramento do período de mistura.....	92

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

DBO – Demanda bioquímica de oxigênio

DQO – Demanda química de oxigênio

ETE – Estação de tratamento de esgotos

LAB – Lodos ativados por batelada

LAC – Lodos ativados convencional

OD – oxigênio dissolvido

PLC – Controlador lógico programável

SBR – Reator seqüencial em batelada ('Sequencing Batch Reactor')

LISTA DE SÍMBOLOS

n – número de tanques em paralelo

t_f – tempo de enchimento

t_r – tempo de reação

t_s – tempo de sedimentação

t_d – tempo de esvaziamento

t_i – tempo de repouso

V_t – volume total de líquido no reator

V_o – volume ocupada pela biomassa sedimentada e o sobrenadante tratado remanescente ao final do esvaziamento

V_f – volume adicionado durante o enchimento

Q – vazão afluyente de projeto

RESUMO

MARCONI, R. G. (2001) *Definição do ciclo operacional de um reator sequencial em batelada aeróbio (SBR) para tratamento de esgoto sanitário*. São Carlos. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

No processo de lodos ativados por batelada, a definição de um ciclo operacional é de fundamental importância para o bom funcionamento de uma estação de tratamento de esgotos que utiliza esse tipo de tratamento. A adoção de um ciclo adequado pode trazer vários benefícios como o aumento da eficiência de tratamento, a introdução da remoção da matéria nitrogenada, através dos processos de nitrificação e desnitrificação do efluente e até diminuir o consumo de energia que é relativamente alto nesse tipo de tratamento. Foi aplicada então, a definição do ciclo operacional à ETE Bueno de Andrada que utiliza o processo de lodos ativados por batelada aeróbio para o tratamento da fase líquida. Foram experimentados alguns ciclos de operação com tempos e estratégias diferentes, variando-se os tempos de aeração, mistura, enchimento ou sedimentação. A aplicabilidade de cada estratégia de ciclo foi avaliada em termos da eficiência de remoção da matéria orgânica carbonácea, retratada com as análises de DBO e DQO do esgoto afluente e do efluente final. Foi desenvolvido também, o processo de automação da ETE Bueno de Andrada com o estudo e ajuste de um programa computacional que gera um arquivo de controle utilizado para o controle do ciclo de operação dos SBRs. Os resultados mostraram que com ciclos operacionais entre 10 e 12 h, consegue-se uma eficiência de remoção da matéria orgânica carbonácea entre 95 e 97%.

Palavras-chave: Lodos Ativados por Batelada Aeróbio, Reator Sequencial em Batelada, Ciclo Operacional, Eficiência do tratamento, Automação do SBR.

ABSTRACT

MARCONI, R. G. (2001) Definition of the operacional cycle of an aerobic sequencing batch reactor (SBR) for the treatment of sanitary sewage. São Carlos. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

The definition of an adequate operational cycle for the batch activated sludge process is of fundamental importance for the proper operation of a sewage treatment plant. The use of a suitable cycle can bring many benefits namely the increase of the treatment efficiency, the introduction of the nitrogen organic material removal through the nitrification and denitrification process of the effluent and the decrease of energy consumption that is relatively high in this process. The operational cycle definition is then applied to the Sewage Treatment Plant of Bueno de Andrada that use the aerobic batch activated sludge process for the liquid phase treatment. Some operational cycles are experimented with different times and strategies, changing the aeration, mixture, filling or sedimentation times. The applicability of each cycle strategy was checked by the carbon organic material removal efficiency, measured through the BOD and COD analyses of the influent sewage and the treated effluent. It was developed, too, the automation process of the Sewage Treatment Plant of Bueno de Andrada, complementing and adjusting the control computer program for the PLC that controls the SBRs operational cycle. The results showed that with operational cycles between 10 and 12 hours, the removal efficiency of the carbon organic material was between 95 and 97%.

Keywords: Aerobic Batch Activated Sludge, Sequencing Batch Reactor, Operational Cycle, Treatment efficiency, SBR Automation.

1- INTRODUÇÃO

Dentro da área de saneamento, o tratamento de esgotos merece destaque pela sua importância. Atualmente com o grande volume de esgotos produzido, as formas naturais de tratamento que ocorrem nos corpos d'água (fenômeno de autodepuração) já não são mais suficientes para assegurar uma qualidade satisfatória aos mesmos. A disposição adequada dos esgotos tornou-se essencial para a proteção do meio ambiente e da saúde da população. Os esgotos lançados sem nenhuma forma de tratamento podem contaminar a água, o solo, os alimentos e causar inúmeras doenças. Nos rios, os esgotos podem causar ainda a morte de peixes e outros organismos pela falta de oxigênio e o aparecimento de maus odores.

Portanto, os esgotos devem passar por processos de tratamento, atingindo qualidade compatível com a legislação ambiental vigente antes de serem lançados nos corpos receptores. Os sistemas de tratamento de esgotos são conjuntos de processos e operações empregados para que seus efluentes estejam aptos ao reuso ou lançamento no meio. Existem muitos tipos de tratamento sendo os mais comuns os processos biológicos, que podem ser divididos em aeróbios e anaeróbios e que ainda possuem muitas outras variantes.

Segundo SPERLING (1996) o tratamento biológico de esgotos, como o próprio nome diz, ocorre inteiramente por mecanismos biológicos. Esses processos biológicos reproduzem, de certa maneira, os processos naturais que ocorrem em um corpo d'água após o lançamento de despejos. No corpo receptor, a matéria orgânica é convertida em produtos mineralizados por mecanismos naturais, caracterizando o assim chamado fenômeno de autodepuração. Em uma estação de tratamento de esgotos, os mesmos fenômenos básicos ocorrem, mas a diferença é que há em paralelo a introdução de tecnologia. Essa tecnologia tem como objetivo fazer com que o processo de depuração se desenvolva em condições controladas (controle da eficiência) e em taxas mais elevadas.

O papel desempenhado pelos microorganismos no tratamento de esgotos depende do processo a ser utilizado. A massa microbiana envolvida nos processos aeróbios é constituída basicamente por bactérias e protozoários. Outros organismos, como fungos e rotíferos podem ser eventualmente encontrados, mas a sua importância é menor. De maneira geral, pode-se dizer que a diversidade de espécies dos vários microorganismos componentes da biomassa é baixa (SPERLING, 1996).

Em geral o esgoto doméstico é constituído de 99,9% de água e aproximadamente 0,1% de material sólido. Frações desses sólidos são dissolvidas (saís) e outras são insolúveis em água (gorduras, óleos e graxas). Nutrientes como nitrato e fosfato podem causar a eutrofização de corpos d'água, enquanto que outras substâncias são responsáveis pelo decaimento do oxigênio dissolvido em lagos e rios. Além disso há sempre um grande número de microorganismos presentes como bactérias, vírus, vermes e protozoários, alguns não patogênicos, mas outros são causadores de doenças como hepatite, poliomielite, cólera e diarreia.

Essas substâncias que causam a poluição da água podem ser removidas por estações de tratamento de águas residuárias. De acordo com a legislação, existem requerimentos para o esgoto tratado com respeito aos valores de lançamento. São monitorados principalmente os parâmetros demanda biológica de oxigênio (DBO), demanda química de oxigênio (DQO), nitrato, amônia e fosfato. Além disso a qualidade da água pode ser caracterizada pelos sólidos totais, sólidos dissolvidos, pH, número de coliformes e outros parâmetros (WACHTER, 1999).

Os processos mais utilizados atualmente para o tratamento de esgotos sanitários são os biológicos, destacando-se as lagoas de estabilização e o processo de lodos ativados. Mais recentemente, o tratamento anaeróbio tem sido proposto como alternativa de baixo custo.

No caso do processo de tratamento por lodos ativados, que é o enfoque principal do presente trabalho, foi a partir da década de 80 que essa tecnologia tornou-se mais difundida e diversificada, sendo aplicada ao tratamento de vários tipos de efluentes. Teve início com a utilização de reatores com operação intermitente (batelada) e depois difundiu-se mais largamente no processo contínuo. Tem como características principais, elevada eficiência, alto custo de implantação e grande consumo de energia, tornando-se um sistema oneroso (KAMIYAMA, 1989).

O processo de lodos ativados tem provado ser eficiente para o tratamento de águas residuárias domésticas. Através desse processo são realizadas a biodegradação da matéria orgânica do esgoto, a nitrificação, a desnitrificação assim como a remoção de fósforo. O lodo é constituído por uma composição heterotrófica de microorganismos que fazem a remoção da matéria orgânica e inorgânica. Depois do processo de tratamento, o efluente tratado é separada do lodo pelo processo de sedimentação. Consequentemente, a biomassa tem que ser cultivada formando-se flocos de lodo que auxiliam na sedimentação. Para o crescimento da composição da biomassa como das bactérias nitrificantes e desnitrificantes, devem ser alternadas condições aeróbias e anóxicas durante o processo de tratamento (WACHTER, 1999).

Com o avanço e aplicação do processo contínuo, hoje ele é o processo mais amplamente adotado no mundo para o tratamento de esgotos sanitários, mesmo em localidades de pequeno porte, cuja característica principal é a grande variação na vazão e nas características do esgoto afluente durante o dia. Nesses casos a implantação do processo intermitente seria mais adequada. Sendo assim, na maioria das localidades de pequeno porte onde adotou-se o processo de lodos ativados contínuo, constatou-se uma baixa eficiência, não conseguindo a remoção prevista em projeto e muitas vezes não alcançando sequer as qualidades mínimas exigidas pelos órgãos de proteção ambiental para lançamento do efluente no corpo receptor (KAMIYAMA, 1989).

Atualmente, devido a grande variação das aplicações de tratamento de águas residuárias, sistemas de tratamento simples podem não atender todas as situações. Tanto para aplicações municipais quanto industriais, o amplo alcance dos requerimentos de tratamento tem conduzido ao desenvolvimento de numerosas configurações de processos com fluxo contínuo.

Entretanto, muitas aplicações não são bem atendidas por esses processos. As variações de vazão ou, em muitos casos, nas características específicas da água residuária, fazem com que esta não seja eficientemente tratada pelo processo convencional de lodos ativados com fluxo contínuo. Em outras aplicações, como condições extremas de clima, regulamentações de lançamento de efluentes muito limitantes ou outros fatores fazem com que o processo convencional se torne inviável economicamente.

Muitas dessas aplicações, entretanto, são idealmente adaptadas para operações de reatores do tipo batelada. De fato, esses reatores tipicamente oferecem capital, energia, operações e manutenção econômicas. Equipamentos modernos juntamente com um crescimento de processos de batelada, têm resultado em um crescimento no uso de reatores desse tipo.

BOLEN & GILBERT (1997) afirmam que reatores do tipo batelada têm sido efetivos e eficientes para:

- Resíduos industriais com poluentes prioritários, carga orgânica alta ou fluxo transitório.
- Estações de tratamento que requerem remoção de nitrogênio ou fósforo.
- Estações municipais que recebam menos que 55000 m³ de esgoto por dia.
- Operações em climas quentes, as quais são particularmente suscetíveis a problemas com a qualidade do efluente.

Com o próprio desenvolvimento do processo de batelada e com uma cuidadosa seleção dos equipamentos, os reatores batelada podem economizar até 40% em capital e gastos com energia.

Segundo LEUNG & TAM (1994), o processo de lodos ativados, é a forma mais comum de tratamento biológico secundário de águas residuárias, usado para alcançar a remoção de matéria carbonácea DBO (demanda bioquímica de oxigênio) dos esgotos domésticos. As facilidades do processo contínuo de lodos ativados tem demonstrado extensivamente sua utilidade nas unidades de tratamento secundário desde 1940. Entretanto, com a maior qualidade requerida do efluente e o crescimento complexo da natureza das águas residuárias, sua performance (especialmente a remoção de N e P) é severamente exigida. Os problemas práticos e a qualidade insatisfatória do efluente obtida no processo contínuo tem criado motivação para a modificação do processo ou o desenvolvimento de um processo de lodos ativados alternativo. Recentemente, o desenvolvimento de novos equipamentos tem tornado possível revitalizar a tecnologia de tratamento por batelada. O sistema SBR apareceu para ser uma das mais interessantes tecnologias de tratamento de águas residuárias já investigadas.

Dentro desse contexto, em muitos casos, a utilização do processo de lodos ativados por batelada leva grande vantagem sobre o processo contínuo, obtendo-se

excelentes resultados. Diferentemente do processo contínuo, seu princípio básico consiste na incorporação de todas as unidades de processos e operações do sistema convencional, que são, decantação primária, oxidação biológica, e decantação secundária, em um único tanque. Neste caso, os processos e operações envolvidos, passam a ser apenas seqüências no tempo e não mais unidades separadas como ocorre no sistema convencional de fluxo contínuo.

Utilizando-se um tanque único, com múltiplas funções, o esquema operacional torna-se extremamente simples. O esgoto a ser tratado é colocado no reator até um nível pré-determinado, é tratado por um certo período de tempo, decantado e então o sobrenadante tratado é descartado deixando-se no reator apenas a massa de lodo biológico. Esse ciclo operacional pode se repetir várias vezes durante um dia, conforme a vazão afluyente de esgoto e as características do resíduo que ditam o tempo mínimo para cada ciclo.

Esse trabalho tem como enfoque principal o sistema de lodos ativados por batelada e a definição do ciclo de operação de um reator seqüencial em batelada, que desde o início de suas atividades, opera sem a definição ou estudo de um ciclo de operação adequado.

2- OBJETIVOS

Os objetivo principal do presente trabalho é:

Avaliar a aplicabilidade de algumas estratégias de ciclo para um reator seqüencial em batelada aeróbio.

Os objetivos específicos são:

- a) Avaliação da remoção de nitrogênio para as estratégias de ciclo aplicadas.
- b) Desenvolvimento do processo de automação da ETE Bueno de Andrada e a manutenção de sua operação.

3- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A presente revisão bibliográfica aborda aspectos referentes à caracterização e estudo do processo de lodos ativados convencional e por batelada, discutindo alguns aspectos referentes aos parâmetros envolvidos e dando maior enfoque ao ciclo operacional do sistema por batelada.

3.1. O Processo de lodos ativados

3.1.1. Introdução

O processo de lodos ativados foi desenvolvido na Inglaterra em 1914 por Arden e Lockett e recebeu esse nome por estar envolvido com a produção de uma massa ativa de microorganismos, capaz de estabilizar a matéria orgânica aerobicamente. Este processo vem sendo, em suas diversas formas, bastante utilizado para o tratamento de esgotos sanitários e outros tipos de despejos (METCALF & EDDY, 1991).

O processo de lodos ativados é largamente utilizado, a nível mundial, para o tratamento de despejos, em situações em que são necessárias uma elevada qualidade do efluente e reduzidos requisitos de área. No entanto o sistema de lodos ativados inclui um índice de mecanização superior ao de outros sistemas de tratamento, implicando em uma operação mais sofisticada e num maior consumo de energia (SPERLING, 1997).

A eficiência do processo depende, principalmente, do fenômeno de floculação biológica e da subsequente fase de separação sólido-líquido. Dessa forma, quando a floculação ocorre adequadamente, os sólidos voláteis em suspensão no tanque de aeração são prontamente separados no decantador.

Os flocos (elementos ativos) têm a função de agente físico-químico na depuração da matéria orgânica: apresentam natureza coloidal, absorvendo partículas e desempenhando, em seguida, função biológica que consiste na assimilação das substâncias orgânicas, transformando-as em energia e em novos organismos, através do processo de síntese (BRANCO, 1982 apud SOUSA, 1996).

3.1.2. Descrição do processo

Um sistema de lodos ativados típico tem como unidades principais o reator (ou tanque de aeração), o decantador secundário (ou tanque de decantação), o sistema de recirculação de lodo e em alguns casos o decantador primário.

No processo de lodos ativados, o resíduo é introduzido no reator, onde uma biomassa ativa formada principalmente por bactérias aeróbias, é mantida em suspensão. Essa biomassa realiza a estabilização da matéria orgânica presente nos esgotos transformando-a em produtos mais simples como CO_2 , NH_3 e outros.

De acordo com SPERLING (1997), no reator ocorrem as reações bioquímicas de remoção da matéria orgânica e, em determinadas condições, da matéria nitrogenada. A biomassa se utiliza do substrato presente no esgoto bruto para se desenvolver. No decantador secundário ocorre a sedimentação dos sólidos (biomassa), permitindo que o efluente final saia clarificado. Os sólidos sedimentados no fundo do decantador secundário são recirculados para o reator, aumentando a concentração de biomassa no mesmo, o que é responsável pela elevada eficiência do sistema.

Segundo FORESTI (1982) até a metade deste século, os sistemas de lodos ativados eram dimensionados e controlados através de parâmetros e relações puramente empíricas. A complexidade das reações bioquímicas como também fatores que interferem na cinética de degradação como, por exemplo, fatores ambientais e operacionais não eram considerados. Havia uma compreensão de que o tempo de detenção médio do esgoto no tanque de aeração fosse o principal parâmetro de projeto. A partir dos anos 50, com o entendimento da necessidade nutricional dos microorganismos, da respiração exógena e endógena e do crescimento celular é que

foram desenvolvidos modelos matemáticos da cinética dos processos biológicos, objetivando determinar parâmetros de projeto e controle de operação.

De acordo com LEUNG & TAM (1994) o processo de lodos ativados, é a forma mais comum de tratamento biológico secundário de águas residuárias, usado para alcançar uma adequada remoção de matéria carbonácea do esgoto sanitário. As facilidades do processo contínuo de lodos ativados têm demonstrado extensivamente sua utilidade nas unidades de tratamento secundário desde 1940. Entretanto, com a maior qualidade requerida do efluente e o crescimento complexo da natureza das águas residuárias, sua performance (especialmente a remoção de N e P) é severamente exigida. Os problemas práticos e a qualidade insatisfatória do efluente obtida no processo contínuo têm criado motivação para a modificação do processo ou o desenvolvimento de um processo de lodos ativados alternativo. Recentemente, o desenvolvimento de novos equipamentos tem tornado possível revitalizar a tecnologia de tratamento por batelada. O sistema SBR apareceu para ser uma das mais interessantes tecnologias de tratamento de águas residuárias já investigadas.

3.1.3. Microbiologia do processo

Segundo METCALF & EDDY (1991), os organismos mais importantes que participam do processo de lodos ativados são as bactérias, por serem as responsáveis pela decomposição da matéria orgânica afluyente. As bactérias aeróbias e facultativas no tanque de aeração, usam a matéria orgânica para obter a energia necessária para o crescimento e manutenção da nova massa celular. Uma fração do material orgânico é oxidada a produtos de baixa energia como por exemplo: NO_3 , CO_2 e SO_4^{-2} . Na Figura 1, mostra-se a predominância dos microorganismos no tratamento de esgotos.

Figura 1-Sequência da predominância dos microorganismos no tratamento de esgotos - Sperling (1996)

Não somente as bactérias participam significativamente dos ecossistemas aeróbios do tratamento biológico, como também, protozoários, fungos, leveduras e microorganismos multicelulares como nematóides e rotíferos. As atividades metabólicas desses outros microorganismos são também importantes no sistema de lodos ativados. Por exemplo, protozoários e rotíferos têm a função de promover o polimento do efluente final. Os protozoários consomem bactérias dispersas que não sofreram floculação, enquanto os rotíferos destroem pequenos flocos biológicos como também partículas de material orgânico dispersas no sistema (METCALF & EDDY, 1991).

A biomassa presente no reator, consegue ser facilmente separada no decantador secundário devido à sua propriedade de flocular. Isso se deve ao fato das bactérias possuírem uma matriz gelatinosa, que permite a aglutinação das bactérias e outros microorganismos, como protozoários, fazendo com que o floco possua maiores dimensões, o que facilita a sedimentação. Na Figura 2, mostra-se o esquema de um floco do processo de lodos ativados.

**Figura 2 – Esquema de um floco de lodo ativado
Sperling (1996)**

Parte dessa biomassa separada no decantador é recirculada para o reator e entra novamente no processo. Em virtude dessa recirculação, a concentração de sólidos em suspensão no reator é alta, permanecendo no sistema por um tempo superior ao do líquido proporcionando uma idade do lodo alta. Já o tempo de retenção do líquido é bem baixo da ordem de horas, implicando em um volume reduzido do tanque de aeração. É esta maior permanência dos sólidos no sistema que garante a elevada eficiência dos sistemas de lodos ativados, já que a biomassa tem tempo suficiente para metabolizar praticamente toda a matéria orgânica dos esgotos (SPERLING, 1997).

3.1.4. Fatores intervenientes no processo

a) Nutrientes

Nos sistemas de tratamento biológico é necessário que todos os elementos utilizados para a síntese celular dos microorganismos estejam presentes no meio. O nitrogênio e o fósforo, que são macronutrientes, são requeridos em grandes

quantidades e quando insuficientes nos despejos, podem atuar como fatores limitantes. Já os micronutrientes, tais como potássio, magnésio, cálcio, ferro, sódio, cobalto, zinco, molibidênio, cobre e iodo, são encontrados em quantidades suficientes na maior parte dos despejos orgânicos (LARANJEIRA FILHO, 1989).

Os microorganismos responsáveis pela estabilização da matéria orgânica necessitam de outros nutrientes, além do carbono, para suas atividades metabólicas. Os principais nutrientes são normalmente o nitrogênio e o fósforo, além de outros elementos em concentrações pequenas. Para que o sistema de tratamento remova o carbono orgânico, é necessário que este seja o nutriente limitante no meio, e os demais estejam presentes em concentrações acima da mínima requerida pelos microorganismos. No esgoto doméstico tal condição é usualmente satisfeita enquanto que em determinados despejos industriais, pode haver falta de um determinado nutriente prejudicando o desenvolvimento da biomassa (SPERLING, 1997).

Segundo BRANCO (1986), nos sistemas de lodos ativados uma boa floculação bacteriana é obtida para relações $DBO/N = 17/1$ e $DBO/P = 90/1$. Os fungos (ou leveduras) passam a predominar quando o nitrogênio ou o fósforo se tornam insuficientes.

A insuficiência dos nutrientes nitrogênio e fósforo tem sido apresentada como uma das causas do intumescimento filamentoso, sendo a relação $DBO:N:P = 100:5:1$ a mínima desejada para o desenvolvimento de um lodo ativado adequado (ALÉM SOBRINHO, 1983).

A quantidade necessária de nutrientes dependerá da massa líquida de microorganismos produzidos. Com isso, processos operados com elevadas idades do lodo necessitarão de menores quantidades de nutrientes. Isto é frequentemente usado para explicar como duas estações de lodos ativados similares operadas com idades do lodo diferentes podem apresentar eficiências diferentes tratando o mesmo resíduo (METCALF & EDDY, 1991).

b) Temperatura

A temperatura tem uma grande influência no metabolismo microbiano, afetando, por conseguinte, as taxas de oxidação das matérias carbonácea e nitrogenada. Em

geral, as taxas da maioria das reações químicas e biológicas aumentam com a temperatura. Nas reações biológicas esse aumento das taxas mantém-se aproximadamente até uma certa temperatura ótima, acima da qual a taxa decresce (SPERLING, 1997).

A temperatura não exerce somente influência sobre a atividade metabólica dos microorganismos, mas também sobre a taxa de transferência de oxigênio e sobre as características de sedimentação dos sólidos biológicos (METCALF & EDDY, 1991).

Segundo LARANJEIRA FILHO (1989), a temperatura é um fator muito importante, pois influi sobre o crescimento, metabolismo e predominância de microorganismos, sendo que existe uma temperatura ótima para o melhor desempenho de cada espécie.

De acordo com SANT'ANNA (1982), a maioria dos processos de lodos ativados são operados em uma temperatura entre 20 e 40°C, sendo que as bactérias mesófilas se desenvolvem melhor nessa faixa de temperatura. A taxa de crescimento é duplicada a cada aumento de 10°C até atingir um valor ótimo e posteriores aumentos provocarão a reação de desnaturação de proteínas.

c) Oxigênio Dissolvido

Os lodos ativados, por se tratar de um processo aeróbio, para que o sistema funcione com eficiência, é necessário que se mantenha uma concentração ótima de oxigênio dissolvido em todo o tanque de aeração (SANT'ANNA, 1982).

Segundo METCALF & EDDY, 1991), a concentração mínima necessária no tanque de aeração deve ser de 1 a 2 mgO₂/l.

No tratamento biológico aeróbio, o oxigênio deve ser fornecido para satisfazer às demandas de oxidação da matéria orgânica carbonácea e nitrificação. Em sistemas com desnitrificação biológica, pode-se levar em consideração a economia de oxigênio advinda deste processo (SPERLING, 1997).

Para obter-se a nitrificação, o oxigênio dissolvido deve ser mantido próximo de 2 mgO₂/l. Baixas concentrações de oxigênio dissolvido, inferiores a 0,5 mgO₂/l, convertem-se em causas do intumescimento filamentoso do lodo (ALÉM SOBRINHO, 1983).

d) pH

Segundo METCALF & EDDY (1991), o pH ótimo para o crescimento das bactérias está entre 6,5 e 7,5. BRANCO (1986) afirma que para pH abaixo de 6,5 os fungos competem mais eficientemente com as bactérias e entre 4,5 e 5,0 passam a predominar como formadores de flocos.

O pH no tanque de aeração é altamente dependente da composição do esgoto afluyente e exerce grande influência na presença dos microorganismos. Os flocos desejáveis ao processo do lodos ativados são formados em pH na faixa de 6 a 9. O lodo tende a desflocular-se e sair juntamente com o efluente final em valores baixos de pH (ALÉM SOBRINHO, 1983).

Em valor baixo de pH a concentração do íon hidrogênio provoca desnaturação de enzimas importantes, mas quando o pH assume valor muito alto o íon hidroxila torna-se tóxico. Poucos microorganismos podem suportar valores de pH superiores a 9,5 e inferiores a 4 (SANT'ANNA, 1982).

e) Toxicidade

SANT'ANNA (1982) cita vários elementos que podem ser tóxicos aos sistemas de tratamento biológicos, tais como:

- metais pesados como cromo e cobre;
- substâncias orgânicas como fenol e formaldeído;
- amônia e sais orgânicos.

Grandes concentrações de metais pesados são tóxicos aos microorganismos e interferem no processo de lodos ativados (ALÉM SOBRINHO, 1983).

3.2. O Processo de lodos ativados por batelada

3.2.1. Introdução

O processo de lodos ativados foi iniciado como processo intermitente (batelada), apesar de atualmente a maioria dos estudos dar enfoque ao processo contínuo. Porém em alguns casos, principalmente nas pequenas localidades, o processo por batelada é mais vantajoso sendo por isso muito importante a sua discussão para esclarecer seus princípios básicos.

De acordo com METCALF E EDDY (1991), com o desenvolvimento de novas tecnologias e equipamentos, foi restaurado o interesse pelos sistemas de batelada. Melhorias nos projetos de aeração e sistemas de controle tem permitido o desenvolvimento dos sistemas em batelada para atingirem seu presente nível de eficiência, os quais possibilitam a tecnologia dos SBRs competir com sucesso com os sistemas convencionais. Todas as águas residuárias comuns tratadas pelo processo de lodos ativados convencional podem ser tratadas com SBRs.

KAMIYAMA & TSUTIYA (1992) afirmam que o processo de Lodos Ativados por Batelada (LAB), tem sido cada vez mais utilizado em países desenvolvidos, como o Japão, a Austrália e os Estados Unidos, para o tratamento de esgotos. Entretanto nesses países o LAB é utilizado para o tratamento de esgotos de comunidades de pequeno e médio portes, uma vez que a maioria das cidades de grande porte já possui algum sistema convencional de tratamento.

De acordo com BOLEN & GILBERT (1997) conceitualmente, reatores batelada não são novidade. As primeiras estações de tratamento de lodos ativados desenvolvidas já utilizavam processos de enchimento e descarte; as quais tinham realmente processos de alimentação e descarte por batelada.

Reatores tipo batelada tem provado serem efetivos e eficientes para resíduos industriais com poluentes prioritários, carga orgânica alta ou fluxo transitório, para estações de tratamento que requerem remoção de nitrogênio ou fósforo, estações municipais que recebam menos de 55000 m³ de esgoto por dia e também operações em climas quentes, as quais são particularmente suscetíveis a problemas com a

qualidade do efluente. Com o próprio desenvolvimento do processo de batelada e com uma cuidadosa seleção dos equipamentos, os reatores batelada podem economizar 40% em capital e gastos com energia.

Segundo LEUNG & TAM (1994) o processo de lodos ativados por batelada é um sistema cíclico de enchimento e esvaziamento operado em um tanque simples, e geralmente formado por cinco períodos em uma dada seqüência: enchimento, reação, sedimentação, esvaziamento e repouso. O tanque é cheio com resíduo durante um pequeno período de tempo e então manipulado em um tratamento tipo batelada. Depois do tratamento, a mistura é deixada em repouso para sedimentação por um período de tempo pré-determinado e o sobrenadante clarificado é retirado do tanque. Similar ao processo contínuo, o lodo ativado em batelada deve ser semeado com lodo ativado para iniciar o processo de tratamento. É necessário aproximadamente um mês para aclimatar o processo de lodos ativados no sistema contínuo; entretanto pouco trabalho tem sido feito quanto ao tempo de aclimação requerida para o sistema.

O período de reação com aeração contínua apenas converte amônia em nitrato pela nitrificação e muito pouco N é removido, sendo essa remoção inferior a de um sistema SBR convencional. A desnitrificação biológica da água residuária é teoricamente e tecnologicamente bem desenvolvida, tornando o processo extensamente aplicável em sistemas de tratamento em escala natural para remover N oxidado. As reações ocorrem em condições anóxicas e envolvem microorganismos facultativos e anaeróbios, que oxidam compostos carbônicos para a liberação de energia proporcionando a redução de nitratos e nitritos para nitrogênio na forma de gás. Quando o oxigênio não está presente, o carbono age como doador de elétrons e o nitrito ou nitrato são usados como aceptores de elétrons para a desnitrificação. A remoção biológica de P, um recente avanço biotecnológico, vem sendo aplicado em sistemas de lodos ativados para remover o P solúvel da água residuária. Entretanto, os compostos fosfatados no esgoto podem ser eliminados pela incorporação de estágios alternativos aeróbios e anóxicos/anaeróbios no processo de lodos ativados. Esta mesma modificação pode ser feita para remoção de N. Atualmente, muitos trabalhos tem demonstrado que a alteração dessas condições nos sistemas de lodos ativados pode simultaneamente remover N, P e substâncias orgânicas.

LEUNG & TAM (1994) avaliaram o desempenho de reatores de batelada com esgoto sintético, em escala de laboratório, utilizando duas estratégias de ciclo. A primeira com 12 horas de duração (operação convencional) sendo 0,75 h de enchimento, 8 h de reação com aeração e mistura e 3,25 h para sedimentação, esvaziamento e repouso; alcançou uma eficiência total de remoção de DBO₅ e DQO superior a 94% e aproximadamente 40% de redução de nitrogênio total. A segunda estratégia foi uma modificação da primeira, onde o período de reação foi subdividido em três estágios sendo aeróbio (4 h de duração), anóxico/anaeróbio (3 h de duração) e aeróbio (uma hora de duração). Esse ciclo pode ser chamado de SBR 431 e alcançou uma eficiência total de remoção de matéria carbonácea superior a 96% e uma remoção de nitrogênio total de 79%, devido a inclusão da etapa anóxica/anaeróbia no ciclo.

3.2.2. Descrição do processo

Diferentemente do processo contínuo, o sistema de lodos ativados por batelada é formado essencialmente, por um reator biológico com um tanque único e com múltiplas funções, que funciona também como decantador secundário. O esquema operacional é extremamente simples: o esgoto é admitido até um nível pré-determinado no reator; tratado e depois decantado. O sobrenadante tratado é retirado do reator, restando apenas a massa de lodo biológico (KAMIYAMA, 1989).

Segundo SPERLING (1997), o processo consiste de um reator de mistura onde ocorrem todas as etapas do tratamento. Isso é conseguido através do estabelecimento de ciclos de operação com durações definidas. A massa biológica permanece no reator durante todos os ciclos, eliminando dessa forma a necessidade de decantadores separados e das elevatórias de recirculação de lodo. Os ciclos normais de tratamento são ilustrados na Figura 3.

**Figura 3 – Ciclos do processo de operação intermitente
Sperling (1997)**

SPERLING (1997) afirma ainda que as etapas do ciclo de operação de um reator batelada podem ser descritas da seguinte maneira:

- 1) *Enchimento*: A operação de enchimento consiste da adição de esgoto e substrato para a atividade microbiana. A fase de enchimento pode incluir várias fases de operação e está sujeita a vários modos de controle, denominados enchimento estático, enchimento com mistura e enchimento com reação. O enchimento estático envolve a introdução do esgoto sem mistura ou aeração, já no enchimento com reação, tanto a mistura quanto a aeração são efetuadas.
- 2) *Reação*: O objetivo do estágio de reação é completar as reações iniciadas durante o enchimento. A etapa de reação pode compreender mistura, aeração, ou ambos. Como no caso do ciclo de enchimento, os processos desejados podem requerer ciclos alternados de aeração.

- 3) *Sedimentação*: A separação sólido-líquido ocorre durante a fase de sedimentação, análoga à operação de um decantador secundário de uma ETE convencional. A sedimentação em um sistema intermitente pode ter uma eficiência superior à de um decantador de fluxo contínuo, devido ao maior repouso do líquido em um tanque de batelada, sem interferência de entrada e saída de líquidos.
- 4) *Esvaziamento*: O efluente clarificado é retirado durante a fase de esvaziamento. A capacidade de decantação é uma das limitações de operação e equipamento existentes em um sistema de batelada.
- 5) *Repouso*: É a fase final, sendo utilizada apenas em aplicações com vários tanques. O tempo alocado à fase de repouso depende do tempo requerido para o tanque precedente completar o seu ciclo. O descarte de lodo ocorre tipicamente nesta fase.

Este ciclo pode ser repetido quantas vezes forem necessárias durante um dia, obedecendo, é claro, o tempo mínimo de tratamento que também varia de um caso para outro. A duração usual de cada ciclo pode ser alterada em função das variações da vazão afluente, das necessidades do tratamento e das características do esgoto e da biomassa do sistema.

O descarte de lodo excedente geralmente ocorre durante o último ciclo (repouso), mas como este é opcional, já que a sua finalidade é a de permitir o ajuste entre os ciclos de operação de cada reator, o descarte pode se dar em outras fases do processo. A quantidade e a frequência de descarte são estabelecidas em função dos requisitos de performance.

Segundo WEF/ASCE (1992) os ciclos operacionais do sistema variam amplamente, de aproximadamente 7 a 49 horas. De maneira geral, os sistemas mais antigos apresentam critérios de dimensionamento mais conservadores (ciclos com duração mais elevada), enquanto que os sistemas projetados mais recentemente apresentam ciclos de menor duração, de 6 a 12 horas. Tal otimização tem sido conseguida graças ao maior conhecimento e controle do processo, e também ao emprego de dispositivos que melhoram o controle operacional (automação do sistema).

De acordo com WACHTER (1999), o reator seqüencial de batelada (SBR) é caracterizado, como o próprio nome sugere, por um processo descontínuo (batelada).

O esgoto é tratado no reator por uma seqüência de fases de enchimento, mistura, aeração e com um período de decantação ao final de cada ciclo. Como o SBR está periodicamente cheio, é necessário um tanque de armazenamento de resíduo para armazenar a vazão contínua de esgoto afluyente até que se inicie a próxima fase de enchimento. Também se faz necessário em um processo de tratamento por SBR, um tanque de armazenamento de lodo para a digestão do lodo excedente descartado dos reatores.

Quando inicia-se um novo ciclo, o reator é cheio com esgoto que é então misturado ao lodo que permaneceu no reator e que ocupa uma parte do volume. Após o término do enchimento, o líquido é mantido em mistura e o processo de desnitrificação começa sob condições anóxicas (sem a presença de oxigênio e a presença de nitrato). Durante a desnitrificação, o nitrato é reduzido a nitrogênio e a matéria orgânica (contendo carbono) é oxidada. A próxima etapa de tratamento é a aeração do resíduo e a ativação dos microorganismos. O tempo desta fase pode ser determinado medindo-se o intervalo de tempo até que a nitrificação total seja atingida.

A seqüência enchimento-mistura-aeração pode ser repetida várias vezes, podendo ser utilizada por exemplo uma estratégia com três fases de enchimento sendo 50%, 25% e 25% do volume total de enchimento.

De acordo com SPERLING (1997), quanto ao número de reatores, normalmente a estação tem dois ou mais reatores de batelada operando em paralelo, cada um em diferentes etapas do ciclo operacional. Em sistemas que recebem vazão ao longo de todas as horas do dia, como no caso de esgotos sanitários, esta necessidade é imperiosa, já que um reator em sedimentação não recebe afluyente. Neste momento então, o afluyente será direcionado para outro reator, o qual se encontra em processo de enchimento. Porém em estações que recebem despejos de forma intermitente, como indústrias que trabalham somente 8 horas, pode haver apenas um reator que trabalha em enchimento por 8 horas e desempenha as outras etapas do ciclo nas 16 horas subsequentes. A Figura 4, mostra esquematicamente o exemplo de uma ETE com três reatores em paralelo.

**Figura 4 – Arranjo de três reatores batelada em paralelo
Sperling (1997)**

Segundo BOLEN & GILBERT (1997) atualmente, reatores sequenciais em batelada (SBRs) modernos, tratam efetivamente águas residuárias municipais e industriais. Empregando um processo descontínuo de lodos ativados, um ou mais reatores são usados em um sistema de enchimento e descarte. Os reatores são cheios com resíduo durante um pequeno período de tempo e, então, são operados em um modo de tratamento tipo batelada.

De acordo com JOHANSEN; ANDERSEN; JANSEN (1997) a remoção de nutrientes com um mínimo consumo de energia e volume, requer processos monitorados e controlados. Para pequenas estações de tratamento de águas residuárias baratas e com confiabilidade a instrumentação é essencial. Uma verdadeira alternativa de um sistema batelada como o Reator Sequencial em Batelada (SBR) proporciona excelentes possibilidades para controle “on line” do processo, o qual é essencial para o controle e otimização. Como parte do desenvolvimento de um projeto envolvendo a tecnologia SBR, os dados podem ser registrados através de

aparelhos simples, proporcionando o controle dos processos de remoção de nutrientes.

Os autores investigaram estratégias para a otimização do processo de tratamento, usando como parâmetro a taxa de utilização de oxigênio, para um SBR em escala natural com 40 m³. Essa taxa pode ser usada para o controle da aeração ou para identificar o tempo para a completa remoção da amônia, reduzindo o consumo de energia e aumentando a capacidade da ETE. Os autores utilizaram um ciclo operacional de 6 h com a seguinte estratégia: enchimento, anóxico (14%), mistura (3%), mistura/aeração (11%), mistura (6%), mistura/aeração (24%), mistura (3%), mistura/aeração (10%), sedimentação (13%), esvaziamento (15%) e repouso (1%). A remoção média alcançada foi de 86% para a DQO, 93% para a amônia e 63% para o fósforo total.

As sondas para controle do potencial de oxi-redução (POR) e do oxigênio dissolvido (OD) são algumas das sondas mais simples, mais usadas e de maior confiança utilizadas em estações de lodos ativados. Uma curva de mínimo ou máximo ocorre no gráfico de ORP no ponto onde condições anóxicas tornam-se condições anaeróbias. Este conhecimento sobre a curva do nitrato pode naturalmente ser usada para reiniciar a aeração no ponto onde a concentração de nitrato alcança zero. De fato, não é necessário atingir a remoção completa de nitrato porque é permitido que uma parte do nitrogênio seja descartada.

A medida do oxigênio dissolvido é muito realista, e é usada muitas vezes para o controle da aeração. A sonda medidora de OD tem sido usada em sistemas de batelada para identificar o tempo de remoção completa da amônia. Um rápido aumento na concentração de oxigênio pode ser detectada quando a amônia desaparece, sendo a entrada de oxigênio constante. Consequentemente os aeradores podem ser parados proporcionando economia de energia. Além disso, a duração dos períodos aerados pode ser ajustada adequadamente. A taxa de utilização de oxigênio vem sendo largamente utilizada para a caracterização de uma água residuária e para a determinação da atividade do lodo biológico.

De acordo com KETCHUM (1997), um sistema SBR pode ser projetado usando um tanque único ou múltiplos tanques em paralelo. O projetista ou o operador, pode facilmente variar o tempo dedicado a cada fase do ciclo. Diferentes

funções podem ocorrer durante cada uma das fases, dependendo dos requerimentos de um objetivo particular de tratamento. É esta flexibilidade que permite aos projetistas o uso do SBR para alcançar diferentes objetivos de tratamentos, incluindo um objetivo no instante da construção (redução de sólidos suspensos e matéria orgânica carbonácea) e outro a longo prazo (redução de sólidos suspensos, matéria orgânica carbonácea e nitrogênio).

A fase de enchimento consiste na adição de afluente e pode ser estática, com mistura ou aerada, dependendo dos objetivos de tratamento. Enchimento estático resulta em menor gasto de energia e alta concentração de substrato ao final do enchimento. Enchimento com mistura resulta em desnitrificação, se há nitrato presente, uma subsequente redução da demanda de oxigênio e gasto de energia, e as condições anóxicas e anaeróbias requeridas para a remoção biológica de fósforo. Enchimento aerado resulta no início das reações aeróbias, uma redução no tempo de ciclo, e proporciona concentrações baixas de substrato, o que pode ser importante se existirem constituintes biodegradáveis que sejam tóxicos em altas concentrações.

Se não ocorrerem reações biológicas durante o enchimento estático, a concentração de substrato no SBR será máxima no final do enchimento. A máxima concentração atingida será igual a massa total de substrato adicionada durante o enchimento estático mais a remanescente no final da fase de repouso dividido pelo volume total no SBR no final do enchimento estático.

Se for escolhido o enchimento com mistura, a concentração de substrato, de oxigênio dissolvido, e de nitrato variam durante o período de enchimento. Assume-se que o oxigênio e o nitrato estão presentes no SBR no início do enchimento com mistura e em concentrações desprezíveis no afluente. Reações biológicas aeróbias irão ocorrer durante o período inicial de enchimento, resultando em uma redução do oxigênio dissolvido e do substrato. Quando o oxigênio não está disponível, o nitrato irá servir como aceptor de elétrons e reações biológicas anóxicas irão degradar o substrato. Finalmente, a fermentação ou reações biológicas anaeróbias começam quando o oxigênio ou o nitrato, os aceptores de elétrons são esgotados.

O enchimento aerado é realizado promovendo-se aeração durante o enchimento. A taxa de degradação do substrato é limitada pela taxa de reação biológica a qual é função da concentração de biomassa e substrato quando a

concentração de oxigênio está abaixo da concentração mínima, ou uma função da taxa na qual o oxigênio é fornecido pela aeração. No primeiro caso, o reator SBR é pequeno, mas o sistema de aeração é grande e o gasto de energia é alto. No segundo caso, é necessário um grande reator, mas o sistema de aeração é pequeno e o gasto de energia baixo. Quando as reações biológicas são limitadas pela taxa de aeração, as concentrações de oxigênio dissolvido são próximas de zero.

O número de SBRs em paralelo é determinado principalmente pela vazão afluyente. Os custos para um único tanque SBR é menor, devido ao menor número de componentes requeridos e porque o sistema de controle é simples. Sistemas com um único tanque SBR são possíveis quando há um tanque de armazenamento para o resíduo afluyente, quando não há fluxo afluyente por um período de tempo suficiente para completar as etapas de sedimentação e esvaziamento (efluentes industriais sem operação noturna e com apenas um ciclo de operação diário), ou se a entrada de efluente for possível durante a sedimentação e o esvaziamento.

Sistemas de SBR com tanques múltiplos são comuns para muitos efluentes municipais e industriais contínuos, e para sistemas onde o enchimento não deve coincidir com a sedimentação e o esvaziamento. Em um sistema com dois tanques SBRs, o tempo para enchimento em um SBR deve ser igual o tempo de reação, sedimentação, mais repouso (t_r , t_s , t_d , t_i , respectivamente) do outro SBR. A eq. (1) mostra a relação para cada número de SBRs projetados para operação paralela, onde n é igual ao número de tanques em paralelo.

$$t_f(n-1) = t_r + t_s + t_d + t_i \quad (1)$$

Esta equação se aplica a sistemas com tanques SBR de tamanho igual. Entretanto, uma relação similar pode ser desenvolvida para sistemas com tanques SBR de tamanhos diferentes. Não existem vantagens particulares para tanques de tamanhos iguais, com exceção do controle de operação, que pode ser um pouco mais conveniente, e as profundidades podem ser diferentes possuindo-se um sistema de bombeamento apropriado.

O volume total de líquido do SBR (V_t) inclui o volume ocupado pela biomassa sedimentada e o sobrenadante tratado remanescente ao final do esvaziamento (V_o), e o volume adicionado durante o enchimento (V_f). A vazão

afluente de projeto (Q) multiplicada por t_f resulta em V_f . Essas relações são mostradas nas eq. (2) e (3).

$$V_t = V_o + V_f \quad (2)$$

$$V_f = Q * t_f \quad (3)$$

Na fase de reação, a reação com mistura resulta em desnitrificação, se estiverem presentes a matéria orgânica e o nitrato. A redução da demanda de oxigênio, condições anóxicas e anaeróbias são requeridas para a remoção biológica de fósforo. Reação aerada resulta em complemento das reações aeróbias, e redução de biossólidos, se a aeração for prolongada. A fase de reação pode adotar diversas estratégias de operação, de acordo com os objetivos de tratamento. No item modificações do processo, a seguir, são relatadas e discutidas várias estratégias de ciclo para a fase de reação do processo de lodos ativados por batelada.

KETCHUM (1997) cita ainda que sistemas municipais requerem pelo menos dois SBRs paralelos para evitar a necessidade do enchimento coincidir com a sedimentação e esvaziamento. Muitos projetistas acham que um sistema com três tanques é uma boa opção, a menos que exista alguma condição não usual. Uma dessas condições é um sistema que será construído em estágios, adicionando-se unidades paralelas ao longo dos anos.

Uma vez definidos, tempo de ciclo e o número de unidades paralelas, podem ser determinados o tamanho de cada tanque e seus componentes. Os tempos do ciclo de operação são determinados da seguinte maneira.

- Sedimentação (t_s): é baseada no assentamento da massa de lodo (usualmente em uma taxa ótima de um metro em dez minutos), e a concentração da biomassa sedimentada (concentração da mistura de 2000 mg/l quando o reator está cheio e sedimentado irá espessar-se chegando a uma concentração de 8000 mg/l, ou ocupando uma altura de um quarto da profundidade total do reator). Tempos típicos variando de 0,5 h para tanques rasos a 0,75 h para tanques profundos, e chegando a tempos mais conservadores de 1,0 h.

- Esvaziamento (td): baseado na capacidade hidráulica do decantador, custo do decantador ou bombeamento do efluente, e interesse por altas vazões instantâneas do efluente. Tempos típicos são de uma hora ou mais para grandes sistemas.
- Reação (tr): é baseada nos objetivos de tratamento, taxas de reação, tempo durante o enchimento dedicado à aeração e a necessidade de proporcionar reação com mistura. Os tempos típicos são de 1,5 a 3,0h.
- Repouso (ti): é baseado na necessidade de equalização da vazão e na incerteza da flutuação da vazão. Pode ser perto de zero para as vazões de pico se as flutuações estão bem definidas. Um projeto com longo tempo de repouso oferece um método conveniente de aumento em outros tempos de ciclo quando as condições futuras mudam.
- Enchimento (tf): é igual a $t_f(n-1) = t_r + t_s + t_d + t_i$. Por exemplo, se $n = 3$ e se forem usados valores médios, $t_f = (2,25 + 0,75 + 1,00 + 0,50) / 2 = 2,25h$; ou em outro caso, se um sistema de dois tanques é operado com um ciclo por dia, o tempo de enchimento é igual a 12h.
- O tempo total freqüentemente resulta em três ciclos por dia, com um tempo total de ciclo de 6,75 a 24h.

O tempo de ciclo do SBR, é usado para determinar o volume total do tanque, V_t . A equação abaixo é usada para determinar o volume adicionado a cada tanque durante o enchimento e o esvaziamento, V_f . O volume retido em cada tanque ao final do esvaziamento e o início do enchimento, V_o , é determinado pela equação, $V_o = V_t - V_f$. Projetistas de tanques SBR são favoráveis a tanques profundos porque a eficiência da aeração aumenta com a profundidade, uma grande fração do sobrenadante pode ser removida durante o esvaziamento, os custos de construção do tanque são menores do que um tanque longo, tanques rasos e estreitos são necessários em sistemas de fluxo contínuo, e a área requerida é menor. Não existem vantagens em tanque rasos, com exceção dos custos de bombeamento que podem ser menores.

Segundo KETCHUM (1997), os principais componentes do sistema SBR são o tanque, a entrada, a saída, os sistemas de aeração e mistura e os controladores. Os tanques tendem a ser relativamente fundos e a proporção da largura e do comprimento não são importantes. Sistemas municipais usualmente são projetados

usando tanques de concreto, entretanto alguns sistemas municipais e muitos industriais utilizam tanques de aço, algumas vezes tanques cilíndricos, com apropriado controle de corrosão. Os tanques são mais baratos e favoráveis para indústrias porque eles raramente requerem uma expectativa de vida longa como nos sistemas municipais.

O resíduo afluente é bombeado diretamente dentro de um SBR individual, onde é introduzido perto da superfície quando deseja-se um período de enchimento estático. Muitos sistemas introduzem o resíduo dentro de um sistema de entrada ou câmara projetada para introduzir o resíduo perto do fundo do tanque e abaixo da biomassa sedimentada. Em outros casos, é usado um sistema de distribuição por tubos para uma distribuição mais uniforme do resíduo na biomassa sedimentada.

Uma grande variedade de mecanismos tem sido usados para remover o sobrenadante tratado. Muitos são projetados para flutuar ou mover-se para baixo para remover o sobrenadante um pouco abaixo da superfície da água, e outros são fixos com uma certa elevação para remover o sobrenadante acima do lodo sedimentado e abaixo da superfície da água ao final da esvaziamento.

Muitos sistemas SBR são projetados para usar sistemas de aeração por jatos. As bombas que forçam o lodo recirculado através de bocais podem ser operadas sozinhas para proporcionar um enchimento com mistura, uma reação com mistura ou com ar comprimido forçado dentro dos bocais quando deseja-se um enchimento aerado ou reação aerada. Entretanto, sistemas de aeração difusa ou mecânica podem ser usados também, mas requerem uma bomba de recirculação separada ou misturador mecânico quando deseja-se uma mistura sem aeração.

Controles automáticos podem ser simples, projetados para operar apenas por um tempo ou com mudanças de nível do líquido. Sistemas mais complexos permitem melhor conservação de energia, o uso de tanques pequenos, e controles mais precisos. Esses sistemas usam indicadores de nível de lodo para iniciar o esvaziamento assim que possível, e para parar se o lodo sedimentar em um nível superior não esperado. Isso permite uma remoção máxima do sobrenadante e o mais cedo possível depois do início da sedimentação. Indicadores da concentração de oxigênio permitem um uso mais eficiente da aeração. Quando a concentração do substrato afluente é menor que a normal, a reação aerada pode ser finalizada no

momento em que for indicada uma concentração alta de oxigênio. Esses sistemas são vantajosos para sistemas grandes, onde mais operadores experientes são necessários, e a economia em energia e no tamanho do sistema justifica o aumento do custo de controle e operação do mesmo.

3.2.3. Modificações do processo

CHERNICHARO & SPERLING (1993) destacam que nos últimos anos, face a crescente preocupação quanto ao lançamento de nutrientes nos cursos d'água, os reatores de batelada têm sido modificados para se alcançar a nitrificação, desnitrificação e remoção biológica de fósforo. No Brasil, a simplicidade conceitual dos sistemas de batelada encontra um grande potencial para utilização.

Na Tabela 1 são apresentados os valores ótimos obtidos no projeto de uma estação de tratamento de esgotos, com diversas alternativas operacionais, em função das etapas de implantação da estação.

A Tabela 2 ilustra algumas estratégias comuns de operação, sugeridas por KETCHUM (1997), para selecionar os objetivos de tratamento requeridos.

Como indicado, cada objetivo de tratamento é determinado, a operação requerida e os princípios de projeto podem ser desenvolvidos. Por exemplo, o objetivo de tratamento número 4, a redução de carbono orgânico, sólidos suspensos e redução biológica de fósforo.

**Tabela 1 – Duração dos ciclos operacionais de um sistema de lodos
ativados em batelada
Chernicharo & Sperling (1993)**

Idade do Lodo: Remoção:	Convencional C $\theta_c = 5$ dias	Convencional C, N, P $\theta_c = 10$ dias	Prolongada C, N, P $\theta_c = 22$ dias
Enchimento			
Duração (h)	3,5	3,0	2,5
Percentagem total (%)	38,9	26,1	23,8
Enchimento c/ Mistura			
Duração (h)	-	-	0,5
Percentagem total (%)	-	-	4,8
Reação Anaeróbia			
Duração (h)	-	0,5	0,5
Percentagem total (%)	-	4,4	4,8
Reação Aeróbia			
Duração (h)	3,0	2,5	2,5
Percentagem total (%)	33,3	21,7	23,8
Reação Anóxica			
Duração (h)	-	2,0	2,0
Percentagem total (%)	-	17,4	19,1
Sedimentação			
Duração (h)	1,0	1,5	1,0
Percentagem total (%)	11,1	13,0	9,5
Esvaziamento			
Duração (h)	1,5	2,0	1,5
Percentagem total (%)	16,7	17,4	14,3
Duração Total (h)	9,0	11,5	10,5

Tabela 2 - Estratégias Comuns de Operação do Processo de Lodos Ativados por Batelada - Ketchum (1997)

Objetivo do tratamento	Enchimento	Reação	Referência
1. Redução de carbono orgânico e sólido suspensos, consumo mínimo de energia ou produção de lodo	Estático, com mistura e então aerado.	Aerada	Irvine et al., 1985*
2. Redução de carbono orgânico, sólidos suspensos e nitrificação.	Estático, com mistura e então aerado.	Aerada	Ketchum et al., 1979*
3. Redução de carbono orgânico, sólidos suspensos e desnitrificação.	Estático, com mistura e então aerado.	Aerada, seguido por mistura e então aerada.	Alleman & Irvine, 1980*
4. Redução de carbono orgânico e sólidos suspensos, e redução biológica de fósforo.	Estático, com mistura e então aerado.	Aerada	Ketchum et al., 1987*
5. Águas residuárias orgânicas industriais, tóxicas em altas concentrações.	Com mistura (pequeno período) e então aerado.	Aerada (longo período)	Ascher et al., 1992*

* IRVINE, R. L., KETCHUM, Jr., L. H., ARORA, M. L., BARTH, E. F. (1985). *An organic loading study of full-scale sequencing batch reactors*. J. Water Poll. Control Fed., 57, 847-853.

* KETCHUM, Jr., L. H., IRVINE, R. L., DENNIS, R. W. (1979). *Sequencing batch reactors to meet compliance*. Water-1978, Amer. Inst. Of Chem. Engr. Symposium Series, vol. 75, nº 190, 186-191.

* ALLEMAN, J. E., IRVINE, R. L. (1980). *Storage-induced denitrification using sequencing batch reactor operation*. Water Research, 14, 1483-1490.

* KETCHUM, Jr., L. H., IRVINE, R. L., BREYFOGLE, R. E., MANNING, Jr., J. F. (1987). *A comparison of biological and chemical phosphorus removals in continuous and sequencing batch reactors*. J. Water Poll. Control Fed., 59, 13-18.

* ASHER, B., CHOZICK, R., IRVINE, R. L. (1992). *Treatment of a high-strength, mixed phenolic waste in a SBR*. Water Environ. Research, 64, 128-133.

Uma estratégia de ciclo que resulta nesse objetivo de tratamento em um sistema com dois tanques é a seguinte: Enchimento estático – 2.30 h, enchimento com mistura – 1.00 h, enchimento com aeração – 1.00 h (enchimento total – 4.30 h), reação com aeração – 2.00h, sedimentação – 0.75 h, esvaziamento – 0.75 h e repouso – 0.8 h. Essa estratégia de operação foi escolhida para melhorar e ajudar quatro grupos de organismos importantes envolvidos na redução biológica de fósforo em um SBR, organismos desnitrificantes, organismos fermentadores, organismos acumuladores de fósforo e organismos aeróbios, autótrofos e heterótrofos.

Durante o enchimento estático há um contato mínimo entre a biomassa sedimentada e o substrato afluente. No início do enchimento com mistura, o oxigênio está presente vindo do ciclo anterior, da transferência da superfície com a atmosfera, e da água residuária afluente. O nitrogênio oxidado está também presente vindo do ciclo anterior e da água residuária afluente. Durante o primeiro período de enchimento com mistura, o oxigênio é rapidamente consumido pelos microorganismos heterótrofos em alta concentração no substrato. Prevalecendo condições anóxicas os organismos acumuladores de fósforo competem com os organismos desnitrificantes por substrato até que o nitrogênio oxidado seja eliminado. Condições anaeróbias são favoráveis para os organismos fermentadores que utilizam o substrato que entra para produzirem produtos biodegradáveis como o ácido acético.

Quando inicia-se a aeração durante o período de reação aerada, desenvolvem-se condições aeróbias para permitir aos organismos acumuladores de fósforo a usar as gorduras intercelulares acumuladas para o crescimento. Durante o crescimento aeróbio, os organismos acumuladores de fósforo usam as gorduras intercelulares acumuladas para providenciar a energia necessária para levar o fósforo extracelular a polifosfatos intracelulares e armazená-lo. O fósforo solúvel é removido da solução e os organismos acumuladores de fósforo são preparados para consumir e estocar produtos durante o próximo período com condições anaeróbias durante o enchimento com mistura.

Os organismos aeróbios autótrofos e heterótrofos usam o substrato residual e assim, após a sedimentação, uma pequena quantidade de fósforo e substrato ficam no sobrenadante tratado.

Os outros objetivos de tratamento, listados na Tabela 2, são descritos resumidamente. O objetivo de tratamento número 1, redução de carbono orgânico e sólidos suspensos, mínimo consumo de energia ou produção de lodo, é alcançado produzindo-se pequenos períodos de enchimento estático e com mistura; primeiramente para produzir um período anóxico curto, o qual tem sido usado para selecionar os organismos que sedimentam melhor e para limitar a formação de organismos filamentosos. A flexibilidade do SBR permite operações para minimizar a produção de lodo (estendendo-se a aeração durante a reação o sistema torna-se similar a um sistema de fluxo contínuo com aeração contínua) ou minimizar o consumo de energia (estendendo o enchimento estático e com mistura, o nitrato torna-se o aceptor de elétrons reduzindo a necessidade de aeração e limitando o período de reação aerada mais lodo é produzido e menos aeração é requerida). A primeira estratégia de operação poderá ser favorecida quando é usada a digestão aeróbia de lodo e quando o sistema de aeração é menos eficiente do que o usado no SBR, ou se o lodo é transportado para um local distante para tratamento. O segundo caso poderá ser favorecido quando é usada a digestão anaeróbia de lodo e o excesso de lodo produzido resultar em uma grande produção de metano.

O objetivo de tratamento número 2, redução de carbono orgânico e sólidos suspensos, e nitrificação, é alcançada pelo aumento do tempo de reação aerada para garantir a oxidação da amônia. O objetivo de tratamento número 3, redução de carbono orgânico e sólidos suspensos, e desnitrificação é alcançado de forma similar ao número 2, com exceção de um período de reação com mistura que é introduzido perto do final da reação e pouco antes de um pequeno período de reação aerada. A reação com mistura proporciona a remoção do nitrato produzido através da nitrificação da amônia no final do enchimento aerado e durante a reação aerada. Um pequeno período de reação aerada para a conclusão do ciclo é necessário para assegurar um efluente tratado oxidado.

O objetivo de tratamento número 5, resíduo orgânico industrial tóxico em alta concentração, é composto por longos períodos de aeração. A aeração contínua durante o enchimento é usada para limitar a concentração do substrato, para que este não alcance níveis tóxicos. Mas um pequeno período de enchimento com mistura é

necessário, para evitar o desenvolvimento de bactérias filamentosas e um lodo pouco sedimentável.

Segundo CHERNICHARO & SPERLING (1993), quando o objetivo de tratamento inclui a remoção biológica de nutrientes, são incorporadas modificações na configuração dos ciclos operacionais. Tais modificações referem-se tanto a forma de operação do sistema, quanto a sequência de duração dos ciclos associados a cada fase do processo.

Para que haja, por exemplo, a remoção biológica de fósforo, é necessária a criação de uma sequência de condições anaeróbias, seguidas de condições aeróbias, desde que haja a presença de matéria orgânica biodegradável suficiente durante a fase anaeróbia. Na Figura 5 são apresentadas as etapas do ciclo para a oxidação da matéria carbonácea e a remoção de fósforo.

Figura 5 – Etapas da estratégia de ciclo para remoção de matéria orgânica e fósforo - Chernicharo & Sperling (1993)

Os ciclos operacionais podem ser alterados ainda para alcançar a oxidação combinada de carbono e nitrogênio e a remoção de nitrato e fósforo. A Figura 6 ilustra as fases componentes dessa estratégia de ciclo.

Figura 6 – Etapas da estratégia de ciclo para remoção de matéria orgânica , fósforo e nitrogênio - Chernicharo & Sperling (1993)

LEUNG & TAM (1994) avaliaram o desempenho de reatores de batelada, utilizando duas estratégias de ciclo. A primeira, com 12 horas de duração, alcançou uma eficiência total de remoção de DBO_5 e DQO superior a 94% e aproximadamente 40% de redução de nitrogênio total. A segunda estratégia chamada de SBR 431, alcançou uma eficiência total de remoção de matéria carbonácea superior a 96% e uma remoção de nitrogênio total de 79%.

JOHANSEN; ANDERSEN; JANSEN (1997) utilizando um ciclo operacional de 6 horas, alcançaram uma remoção média de 86% para a DQO, 93% para a amônia e 63% para o fósforo total.

UMBLE & KETCHUM (1997), com um ciclo operacional de 12 horas conseguiram eficiências médias de 90% para DQO, 98,5% para DBO_5 e 89% para nitrato. O efluente do SBR foi então utilizado para a criação de peixes, conseguindo assim a remoção dos nutrientes inorgânicos do efluente.

WARESAK (1997) avaliou o desempenho dos SBRs utilizando ciclos de 6 horas. A eficiência de remoção média durante três meses foi superior a 95% para a DBO, sólidos suspensos totais e nitrato.

USEPA (1992)^{*}, apud CHERNICHARO & SPERLING (1993), recomenda os seguintes ciclos operacionais totais:

- sistema convencional: 4 a 6 horas;
- sistema com remoção biológica de nutrientes: 6 a 8 horas.

^{*} UNITED STATES ENVIROMENTAL PROTECTION AGENCY (USEPA) (1992). *Sequencing batch reactors for nitrification and nutrient removal*, EPA 832-R-92-002.

3.2.4. Vantagens e desvantagens do processo por batelada

De acordo com o efluente a ser tratado e sua vazão, bem como o padrão de lançamento exigido, a utilização do SBR apresenta muitas vantagens quando comparado aos processos biológicos convencionais.

Segundo KAMIYAMA (1989) o volume total do sistema seria aproximadamente 50% menor, no caso de adotarem-se reatores tipo batelada em detrimento do uso de reatores no processo convencional. A ausência de decantadores secundários traz uma série de vantagens, tanto construtivas quanto operacionais. Os decantadores, em geral, são estruturas complexas que elevam o custo final de construção e quando mecanizados, os cuidados construtivos são maiores, além de necessitar de sistema de recirculação de lodo, com o devido controle da vazão de recirculação. Algumas estruturas complexas e equipamentos eletromecânicos são eliminados no processo de lodos ativados por batelada, principalmente os equipamentos ligados a recirculação de lodo.

Em geral, o processo por batelada tem vantagem sobre o contínuo, no que se refere ao dimensionamento dos aeradores, porque normalmente um projeto bem dimensionado do processo contínuo prevê as vazões de pico horários, adequando os equipamentos para as cargas orgânicas de pico, trazendo dois tipos de inconveniente: equipamentos de maior potência e, portanto de maior custo de aquisição e operação e também excesso de aeração durante o período de menor vazão e de carga orgânica, prejudicando a qualidade do efluente. Já no processo por batelada, as amplitudes de carga e vazão são bastante amenizadas, permitindo o dimensionamento dos equipamentos de aeração para demanda mais uniformizada de oxigênio, reduzindo a potência necessária desses equipamentos. Conforme o projeto o SBR permite a instalação de misturadores submersíveis no reator, reduzindo ainda mais o número de aeradores em funcionamento, quando o ciclo coincidir com o período de menor carga.

KAMIYAMA (1989) cita ainda que a equalização na qualidade do efluente é outro aspecto relevante, pois as variações súbitas na vazão e na qualidade são os fatores que mais atrapalham o processo e portanto a qualidade do efluente tratado.

Quanto ao controle do processo biológico, no processo por batelada, esses trabalhos são bastante reduzidos, pois como a mistura é completa basta descartar diretamente do reator o volume desejado (idade do lodo = volume do reator/volume descartado) com o uso de uma régua instalada no reator e como não há sistema de recirculação, não há que se definir a taxa de recirculação. A grande flexibilidade operacional que o processo de lodos ativados em batelada apresenta, faz dele um processo especialmente recomendável às localidades com grandes variações tanto de carga orgânica quanto de vazão, tanto diárias quanto sazonais, notadamente nas regiões turísticas.

Quanto a automação do processo de tratamento, o processo de batelada se caracteriza pela sua adaptabilidade. A automação do processo se resume basicamente no controle de válvulas, comportas, manter o aerador ligado ou desligado, controle dos níveis de enchimento e descarte e controle do tempo de ciclo. Todas essas operações, podem ser programadas e controladas por meio de um microprocessador, reduzindo-se sensivelmente o emprego de mão-de-obra. O sistema por batelada também permite a conversão ou aproveitamento de instalações já existentes. Esta é uma vantagem peculiar ao processo por batelada.

Conforme WEF/ASCE (1992), as vantagens do SBR são:

- Evita o arraste de lodo durante as vazões de pico.
- Clarificação sobre condições imóveis ideais.
- Flexibilidade do processo no controle do intumescimento filamentosos do lodo.

De acordo com ARORA et al. (1985)* apud SOUSA (1996), existem algumas vantagens na utilização do sistema de batelada como:

- O sistema de aeração pode ou não ser ativado, dependendo da vazão do afluente a ser tratado. Essa flexibilidade admite programar um sistema que venha proporcionar menor consumo de energia.
- Os dois períodos iniciais do ciclo operacional (enchimento e reação), controlados cuidadosamente, permitem obter nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo.

* ARORA, M. L. ; BARTH, E. F. ; UMPHRES, M. B. *Technology evaluation of sequencing batch reactors*. Journal Water Pollution Control Federation, v. 57, n. 8, p. 867-875, Aug. 1985.

WARESAK (1997) cita como vantagens do SBR a capacidade de remoção de nutrientes e a possível inclusão de um estágio seletor para melhorar a sedimentabilidade dos sólidos e o controle do crescimento de microorganismos filamentosos. O autor destaca ainda que os SBRs são uma alternativa de tratamento vantajosa para estações de tratamento de médio e pequeno porte no tratamento de águas residuárias municipais e industriais, que requerem remoção de nutriente ou que tem flutuações hidráulicas ou orgânicas na vazão afluente.

O autor avaliou o desempenho dos SBRs de uma ETE localizada na Carolina do Norte (EUA) utilizando ciclos de 6 horas, com a seguinte estratégia: enchimento anóxico – 27 min, enchimento aerado – 117 min, aeração – 27 min, sedimentação – 45 min, esvaziamento – 72 min, descarte de lodo – 21 min e repouso – 51 min. O autor apresenta os resultados médios dos cinco primeiros meses de operação de um dos SBRs, o qual apresentou eficiência constante entre o terceiro e quinto mês de operação. A eficiência de remoção média durante esses três meses foi superior a 95% para a DBO, sólidos suspensos totais e nitrato.

UMBLE & KETCHUM (1997), avaliaram a performance de um SBR de fibra de vidro com 3800 litros tratando esgoto sanitário. O ciclo operacional utilizado foi de 12 horas sendo: 0,5 h de enchimento estático, 8,5 h de reação aerada, 1,0 h de sedimentação, 0,5 h de esvaziamento e 1,5 h de repouso. As eficiências médias alcançadas foram de 90% para DQO, 98,5% para DBO₅ e 89% para nitrato. O efluente do SBR foi então utilizado como nutriente para a criação de peixes, conseguindo-se assim a remoção dos nutrientes inorgânicos do efluente.

Segundo WACHTER (1999), uma vantagem do processo com reatores do tipo SBR é que teoricamente a remoção da DBO total, do nitrato e da amônia podem ser atingidas sem modificações no reator. No caso de existirem vários SBRs, cada um é independente do outro e a expansão da estação de tratamento com reatores adicionais é fácil de ser gerenciada.

As repetidas mudanças nas condições possibilitam um controle ativo dos microorganismos. A adaptação de uma estratégia de ciclo, a duração das fases e a taxa de troca, podem ser executados mais facilmente do que no processo contínuo, onde o processo biológico depende da vazão de entrada e do tempo de detenção.

Como o processo de batelada não pode tratar continuamente o esgoto de entrada, é necessário um tanque de armazenamento de resíduo, o qual por outro lado serve para amenizar vazões de pico e para a melhor adaptação a grandes variações na vazão de entrada.

Não é necessário um tanque de sedimentação exclusivo como ocorre no processo contínuo onde a entrada de esgoto é constante. Entretanto a separação da água clarificada do lodo não é problema mesmo com altas vazões de entrada pois a mesma é feita dentro do reator, deixando-se a mistura em repouso por um certo período de tempo.

Para o planejamento de um projeto ambiental não é importante apenas manter os investimentos iniciais baixos, mas também é importante manter o consumo de energia para o tratamento o menor possível. A eficiência de energia é necessária, desde que os custos de operação tendam a ser maiores que os investimentos iniciais. Os custos iniciais para a construção de uma estação de tratamento usualmente podem ser divididos em construção (70%) e custos do maquinário (30%). A capacidade de tratamento é dada pelo número de equivalente populacional a ser tratado.

Esses procedimentos dependem do processo escolhido, do volume de resíduo e do tipo de equipamento escolhido. Os custos iniciais e depois com energia podem ser diminuídos pela aplicação de processos que precisam de tanques com volume reduzido e tenham alto poder de purificação como é proposto pelo processo que utiliza SBRs. Na Europa, os projetos usualmente são desenvolvidos com capacidade para atender a demanda de quinze anos após a construção. Isto significa que os projetos são usualmente muito maiores e caros que o necessário para o momento em que estão sendo construídos. A melhor alternativa é usar sistemas de tratamento com características modulares para a construção de um pequeno projeto inicial, desenvolvido de acordo com as necessidades presentes, e posteriormente aumentar esta estação de acordo com o crescimento real da demanda de tratamento. Isto poderá auxiliar a difundir os custos por um longo período de tempo e é especialmente recomendado se o sistema coletor de esgoto estiver sendo construído ao mesmo tempo.

De acordo com KAMIYAMA & TSUTIYA (1992), o processo de LAB tem como maior vantagem em relação ao processo contínuo sua flexibilidade operacional que permite uma considerável economia nos custos de energia elétrica.

O aumento das tarifas de energia elétrica acima dos índices inflacionários, o ICMS e a retirada gradativa do subsídio que era concedido nas tarifas de energia elétrica para serviços públicos de saneamento básico tem conduzido a um custo bastante elevado um processo convencional de tratamento de esgotos. Em alguns casos, o custo da energia elétrica num período de 20 anos, pode ser da ordem de grandeza do custo de implantação (obra civil) de uma estação de tratamento de esgotos. A Tabela 3 apresenta uma comparação dos custos entre o processo de lodos ativados contínuo e por batelada.

Tabela 3 - Comparação dos custos entre lodos ativados convencional e por batelada - Kamiyama & Tsutiya (1992)

ETE	Custo (BTN)	
	LAC	LAB
Construção Civil	3.928.957	3.550.228
Equipamentos eletromecânicos	691.525	
Energia elétrica	7.317.926	6.662.765
TOT AL	11.938.408	10.212.993

KAMIYAMA & TSUTIYA (1992) ainda compararam os custos entre o processo de lodos ativados convencional de fluxo contínuo e por batelada, uma vez que esses dois processos têm as mesmas eficiências quanto ao nível de tratamento de esgotos. As comparações foram feitas levando-se em consideração os custos de obras civis, custos de equipamentos e custos de energia elétrica, para um período de 20 anos de operação. Através da Tabela 3 pode-se observar que os custos do lodos ativados por batelada (LAB), são inferiores aos do lodos ativados convencional (LAC), tanto em construção civil, em equipamentos eletromecânicos e nos custos de energia elétrica, sendo a diferença da ordem de 17%.

KAMIYAMA & TSUTIYA (1992) puderam observar então, que o processo de lodos ativados por batelada constitui uma alternativa econômica para o tratamento de esgotos em estações de pequeno, médio e grande portes. Devido à flexibilidade

operacional do LAB, o processo leva a uma redução nos custos de energia de, no mínimo, 10% em relação ao processo de lodo ativado convencional (LAC).

BOLEN & GILBERT (1997) destacam a versatilidade do sistema de batelada. Os SBRs são suficientemente versáteis para proporcionar condições aeróbias, anaeróbias ou anóxicas simplesmente pela variação das estratégias de operação. As cinco operações básicas são ajustadas para alcançar condições operacionais específicas.

BOLEN & GILBERT (1997) falam também sobre o controle e as variáveis do processo de batelada. Como o sistema de controle muda automaticamente o tempo de ciclo baseado na variação da vazão, o SBR assimila facilmente variações diárias de vazão ou mudanças repentinas causadas por despejos industriais. Além disso, esses sistemas flexíveis respondem às mudanças na qualidade do resíduo afluente com um simples ajuste no tempo de enchimento e aeração adequando o tempo de ciclo. Como o tempo pode ser facilmente modificado, um SBR é altamente flexível. Os operadores podem rapidamente aumentar ou diminuir a fase de aeração, sedimentação ou esvaziamento para modificar o processo.

BOLEN & GILBERT (1997) afirmam ainda que com a utilização do processo por batelada, ocorre a eliminação de alguns problemas. No processo por batelada, a mistura líquida está aclimatada a uma variação na concentração de oxigênio dissolvido, algumas vezes essa concentração varia repetidamente de 0 mg/l a mais de 3 mg/l. Como esse perfil é repetido diversas vezes por dia, o lodo torna-se aclimatado a isso e essencialmente não é afetado pelas variações na concentração de oxigênio dissolvido, as quais podem afetar a qualidade do efluente final em estação que utilizam o processo convencional de fluxo contínuo. A biomassa de um SBR possui uma população aclimatada a esse estado instável.

Usando um sistema de aeração submersa por ar difuso, os mecanismos de mistura ficam independentes da aeração. Com isso, a aeração pode ser ajustada para atingir requerimentos de oxigênio dissolvido sem afetar os requerimentos de mistura. Consequentemente, um SBR alcança propriedades de mistura, com o mais eficiente nível de oxigênio dissolvido e com o mínimo consumo de energia.

Usando um único tanque, um SBR pode operar com sucesso, constantemente produzindo um efluente 30/30 (mg/l DBO/mg/l sólidos suspensos) ou melhor com

controle adicional e redução de fósforo e nitrogênio. Em muitos casos, entretanto, são utilizados dois ou três SBRs idênticos. Esta configuração otimiza o tratamento, maximiza a flexibilidade e oferece redundância para períodos críticos. Os parâmetros do processo podem ser planejados e modificados para alcançar maior variação nas condições de operação, com diferentes graus de tratamento. O processo de operação dos equipamentos é pré-determinado, de acordo com condições do resíduo afluente e dos requerimentos do efluente. Com esse processo de operação incorporado no esquema de controle, o sistema adapta-se a uma estratégia de controle do processo pré-programada.

ARORA et al. (1985)* apud SOUSA (1996) citam duas desvantagens principais para o processo de lodos ativados por batelada:

- Falta de um equacionamento bem definido para projetar esse sistema, como também, para definir procedimentos operacionais.
- Necessidade de equipamentos como, por exemplo, misturadores, válvulas de controle e controladores de tempo e nível.

* ARORA, M. L. ; BARTH, E. F. ; UMPHRES, M. B. *Technology evaluation of sequencing batch reactors*. Journal Water Pollution Control Federation, v. 57, n. 8, p. 867-875, Aug. 1985.

4- FUNDAMENTOS TEÓRICOS

Este capítulo apresenta a teoria envolvida no processo de lodos ativados, destacando as principais reações envolvidas.

4.1. Decomposição Biológica dos Esgotos

A decomposição da matéria orgânica consiste na oxidação dessa matéria até estabilizá-la, ou seja, transformá-la em substâncias de estrutura molecular mais simples, tais como H_2O , NO_3^- e CO_2 . Essa estabilização é alcançada através das reações metabólicas dos microorganismos presentes, principalmente as bactérias, que através de suas enzimas degradam a matéria orgânica.

A decomposição biológica dos esgotos orgânicos favorece a proliferação de microorganismos que utilizam parte da matéria orgânica para a detenção de energia e parte para a síntese de novos microorganismos. Portanto, a quantidade de energia biologicamente disponível para uma determinada quantidade de matéria orgânica, será dependente do caminho utilizado para a oxidação biológica: aeróbio ou anaeróbio ou seja, se o aceptor de hidrogênio na reação é o oxigênio ou outras substâncias, como nitratos, sulfatos, etc. Se o oxigênio for utilizado na oxidação da matéria orgânica a disponibilidade de energia será superior a dos outros elementos pois na oxidação aeróbia obtêm-se a oxidação total da matéria orgânica a compostos de baixo conteúdo energético, enquanto que, na oxidação anaeróbia são formados produtos intermediários menos oxidados, tais como, álcoois, ácidos orgânicos e metano, produzindo, conseqüentemente, uma menor quantidade de energia, o que torna o processo mais lento.

Os microorganismos que têm importância nos processos aeróbios de tratamento dos esgotos, necessitam, além de energia e fonte de carbono para a síntese celular, de alguns elementos inorgânicos tais como nitrogênio, fósforo, potássio,

cálcio além de outros micronutrientes minerais. Sua nutrição pode ser autótrofa ou heterótrofa, dependendo da sua fonte de alimento. Os microorganismos heterótrofos são os mais importantes porque utilizam a matéria orgânica, como fonte de energia e como fonte de carbono para síntese, estabilizando-a. Já os microorganismos autótrofos oxidam a matéria inorgânica em busca de energia tendo como fonte de carbono o dióxido de carbono.

4.2. Remoção de Nitrogênio e suas Principais Formas nos Esgotos

O nitrogênio está presente na constituição dos esgotos domésticos e pode aparecer de diferentes formas nos diversos estágios do tratamento. As formas predominantes são: amônia (NH_3), íon amônio (NH_4^+), nitrogênio gasoso (N_2), íon nitrito (NO_2^-) e íon nitrato (NO_3^-). Nos esgotos domésticos brutos, as formas predominantes são o nitrogênio orgânico e a amônia. Essas duas formas, conjuntamente, são denominadas de NTK (Nitrogênio Total Kjeldahl) e resumindo-se temos:

$$\text{NTK} = \text{amônia} + \text{nitrogênio orgânico}$$

$$\text{NT} = \text{NTK} + \text{NO}_2^- + \text{NO}_3^-$$

Logo após a invenção de sistemas de lodos ativados, deu-se atenção quase exclusiva à capacidade desses sistemas de remover biologicamente o material orgânico das águas residuárias. Recentemente, vem crescendo o interesse nas reações que podem ocorrer com o material nitrogenado. As principais reações são a nitrificação (oxidação biológica de amônia para nitrato) e a desnitrificação (redução biológica de nitrato para nitrogênio molecular). A remoção do material nitrogenado através da nitrificação e desnitrificação, abre a possibilidade de combate à crescente eutrofização de corpos d'água, receptores de efluentes de tratamento de esgoto, causada pelo lançamento excessivo de macronutrientes.

Em regiões de clima moderado, a nitrificação e desnitrificação se desenvolvem somente quando o sistema de tratamento é projetado especificamente para esse fim, tendo para isso uma idade do lodo longa. Em contraste, em regiões de

clima quente, os processos de nitrificação e desnitrificação do material nitrogenado são quase inevitáveis. A nitrificação influencia sobremaneira o comportamento de sistemas de lodos ativados. Projetos desses sistemas em regiões tropicais, nos quais não se prevê o desenvolvimento desse processo, têm grande chance de não funcionarem satisfatoriamente. A nitrificação, além de exercer uma grande demanda de oxigênio e alcalinidade, é pré-requisito para a desnitrificação. Em processos de fluxo contínuo, se esse processo se desenvolve no decantador final, o gás nitrogênio provocará a flotação do lodo e a sua conseqüente descarga no efluente do sistema, prejudicando a eficiência do tratamento.

A cinética e a estequiometria dos sistemas de lodos ativados tem que ser analisados. Os aspectos mais importantes da estequiometria são a demanda de oxigênio e o consumo de alcalinidade causados pela nitrificação. Os fatores que mais influenciam na cinética de nitrificação são a temperatura, o pH do licor misto, a concentração de oxigênio dissolvido e a eventual presença de zonas não aeradas no sistema. A partir dessa análise, conclui-se que, para assegurar o funcionamento adequado de sistemas de lodos ativados em regiões de clima quente, é necessário que se elaborem projetos que permitam a remoção biológica de nitrogênio através de nitrificação e desnitrificação.

A remoção de nitrogênio em sistemas de lodos ativados diminui a eutrofização de corpos d'água receptores e melhora a estabilidade operacional desses sistemas, além de ter um potencial de economia significativo no consumo de alcalinizante e de energia para aeração.

4.2.1. O Processo de Nitrificação

A nitrificação é a oxidação biológica de amônia para nitrato em uma solução aquosa. A reação requer a mediação de bactérias específicas e se realiza em dois passos seqüenciais. No primeiro passo, a amônia é oxidada para nitrito com a mediação de bactérias do gênero *Nitrossomas*. O segundo passo, a oxidação de nitrito para nitrato, é mediado por bactérias do gênero *Nitrobacter*. Ambos os

gêneros, são aeróbios obrigatórios isto é, somente o oxigênio pode ser usado como oxidante. Os dois passos da nitrificação podem ser escritos como:

A eq. (2) mostra um aspecto importante do processo de nitrificação: a produção de acidez ou, equivalentemente, o consumo de alcalinidade. Estequiometricamente há uma produção de 2 moles de H^+ por mol de NH_4^+ , ou seja há um consumo de 100 g CaCO_3 de alcalinidade por mol N (14g) nitrificado. Desse modo, calcula-se uma diminuição da alcalinidade de $100/14 = 7,14 \text{ mg CaCO}_3.(\text{mg N})^{-1}$ no processo de nitrificação.

Analizando-se ainda a eq. (2), observa-se que há um consumo de 2 moles de oxigênio por mol de amônia ou seja, 64g O_2 são consumidos para oxidar 14 g N. Desse modo, calcula-se um consumo de $64/14 = 4,57 \text{ mg O}_2.(\text{mg N})^{-1}$ oxidado.

Observa-se que o consumo de oxigênio para a nitrificação constitui uma fração significativa do consumo total de oxigênio em sistemas de lodos ativados, como mostra o seguinte cálculo: tratando-se de esgoto doméstico, valores típicos da DQO e do TKN (Nitrogênio Total Kjeldahl) são de 600 mg/l e 50 mg/l. Em sistemas de lodos ativados de alta taxa, aproximadamente metade da DQO é oxidada, resultando em um consumo de oxigênio em torno de $0,5 \times 600 = 300 \text{ mg/l}$. Em torno de 15 mg N/l são necessários para a produção de lodo, deixando uma concentração de 35 mg N/l disponíveis para a nitrificação. Se o processo é completo, o consumo de oxigênio na nitrificação será $4,57 \times 35$ ou, aproximadamente, 160 mg/l. Desse modo, do consumo total de oxigênio na degradação do material orgânico e nitrogenado ($300 + 160 = 460 \text{ mg/l}$), tem-se que uma fração de $160/460$ ou 35% do oxigênio é usado para a nitrificação.

Quando não se prevê em projetos o desenvolvimento desse processo muitos sistemas não funcionem satisfatoriamente. Projetos de sistemas de lodos ativados que não levam em consideração o desenvolvimento de nitrificação poderão resultar em vários problemas:

a) A capacidade de oxigenação, calculada com base na demanda de oxigênio para a oxidação de material orgânico, será insuficiente para atender a demanda total do sistema (oxidação do material orgânico e amônia). Nessa situação haverá competição entre as bactérias heterotróficas (que usam material orgânico) e autotróficas (que usam a amônia). O resultado será que ambos os processos de oxidação do material orgânico e de nitrificação se desenvolverão apenas parcialmente, obtendo-se em efluente com valores altos de DQO e TKN. Além disso, a falta de oxigênio favorecerá o aparecimento de lodo filamentososo, podendo prejudicar a eficiência da separação de lodo e efluente.

b) A nitrificação é um processo que consome alcalinidade. Se a alcalinidade no sistema é menor que 35 ppm CaCO_3 , o pH se torna instável. Em muitos casos será necessário adicionar alcalinidade (por exemplo na forma de cal) para assegurar um pH estável e perto de 7. Se esta providência não for tomada, existe o perigo do sistema sofrer fortes oscilações no seu comportamento. Em condições favoráveis o processo de nitrificação se desenvolverá, provocando um consumo de alcalinidade e, naturalmente, um abaixamento do pH até um valor que inibirá o processo. Nesse caso, a nitrificação será interrompida, permitindo um aumento da alcalinidade (introduzida pelo afluente) e do pH até que se estabeleça de novo condições favoráveis para a nitrificação e um novo ciclo se inicie.

c) O desenvolvimento da nitrificação pode prejudicar seriamente o funcionamento do decantador final em processos de fluxo contínuo. Na ausência de OD no decantador, o nitrato produzido na nitrificação será reduzido pelo material orgânico para nitrogênio molecular que irá se desprender do licor misto na forma de bolhas. Na trajetória ascendente, as bolhas se agregam aos flocos de lodo fazendo com que esses flutuem até a superfície livre do decantador (flotação de lodo). Desse modo, o lodo será descarregado junto com o efluente. A descarga indevida de lodo não somente prejudicará a qualidade do efluente mas, também, reduzirá a massa de lodo no sistema. A descarga de lodo no efluente é equivalente a uma diminuição da idade do lodo que acabará sendo menor que a idade mínima de lodo para a nitrificação. Quando isso ocorre, a nitrificação será interrompida e com isso a causa da flotação do lodo (a presença de nitrato no licor misto do decantador) deixará de existir. Por essa razão, por algum tempo não haverá flotação, aumentando, portanto,

a idade do lodo. Entretanto, nessas condições, a nitrificação poderá se desenvolver novamente, resultando em um novo ciclo de problemas operacionais.

Alguns fatores ambientais como a temperatura, o pH, o oxigênio dissolvido e substâncias tóxicas ou inibidoras, influenciam a taxa de crescimento dos organismos nitrificantes e, como consequência, a taxa de oxidação da amônia.

4.2.2. O Processo de Desnitrificação

Desnitrificação é a redução biológica de nitrato para nitrogênio molecular tendo-se o material orgânico como redutor. A reação requer a mediação de bactérias facultativas em um ambiente sem oxigênio dissolvido.

A desnitrificação é uma reação importante no tratamento de esgotos. A remoção biológica de nitrogênio de águas residuárias melhora a qualidade do efluente, eliminando o fator de eutrofização do corpo d'água receptor. A desnitrificação também reduz os custos operacionais de sistemas de tratamento de esgotos e melhora a estabilidade operacional.

A inclusão da desnitrificação em sistemas de lodos ativados com nitrificação leva a uma diminuição do consumo de oxigênio e, portanto, do consumo de energia para aeração. Isso se deve à substituição pelo nitrato de parte do oxigênio necessário para a oxidação do material orgânico. Paralelamente, a desnitrificação, por ser uma reação produtora de alcalinidade, reduzindo a demanda de cal adicionada ao licor misto para a estabilidade do pH.

Ainda de grande importância é a influência da desnitrificação sobre o desempenho e a estabilidade do sistema de lodos ativados. A flotação de lodo no decantador final é um problema muito freqüente em regiões tropicais, quando sistemas de lodos ativados do tipo contínuo, operam sem dispositivos especiais para promover a desnitrificação. A flotação de lodo se deve ao desenvolvimento de bolhas de gás nitrogênio no decantador, resultante da redução do nitrato formado no reator aerado. A formação de nitrato em sistemas de lodo ativado em regiões tropicais é praticamente inevitável.

As bolhas de gás nitrogênio, na sua trajetória ascendente, agregam-se aos flocos de lodo, fazendo com que se forme uma camada de lodo na superfície do

decantador. O lodo flotado será descarregado junto com o efluente. A perda de lodo devido a desnitrificação prejudica o desempenho do sistema de tratamento. O efluente será de má qualidade devido a presença de sólidos biodegradáveis (lodo flotado) e a massa de lodo contida no sistema de tratamento poderá diminuir ao ponto de não mais ser capaz de metabolizar o material orgânico afluente.

Para evitar o efeito negativo da desnitrificação no decantador final e, para aproveitar o potencial econômico operacional do sistema através da aplicação desse processo, é preciso subdividir o reator biológico, tendo-se reatores aerados e reatores não aerados. Nestes, a desnitrificação se desenvolverá e o licor misto chegará ao decantador final sem nitrato.

A oxidação biológica do material orgânico por nitrato ou por oxigênio pode ser analisada, usando-se as equações de meia-reação desses oxidantes:

As equações de meia-reação mostram que, estequiometricamente, 1/5 mol de nitrato (= 14/5 = 2,7 g N) é equivalente a 1/4 mol de oxigênio (= 32/4 = 8,0 g O₂). Essas quantidades de oxidante aceitam 1 equivalente de elétrons. Portanto:

$$1 \text{ mg N (NO}_3^-) = (8/2,7) \text{ mg O}_2 = 2,86 \text{ mg O}_2$$

Quando o nitrato oxida o material orgânico, há um consumo de 1 mol de íons de hidrogênio por mol de nitrato reduzido ou, equivalentemente, há uma produção de alcalinidade de 50 g CaCO₃ (= 1 mol de H⁺) por mol de nitrato reduzido (14 g N). Desse modo, calcula-se que a desnitrificação aumenta a alcalinidade em 50/14 = 3,57 mg CaCO₃.(mg N)⁻¹. Em contraste, quando o oxigênio oxida o material orgânico não há variação da alcalinidade, tendo em vista que não há produção ou consumo de íons de hidrogênio. A produção de alcalinidade no processo de desnitrificação corresponde à metade do consumo de alcalinidade do processo de nitrificação, pois na nitrificação há um consumo de alcalinidade de 7,14 mg CaCO₃.(mg N)⁻¹. O consumo de alcalinidade na nitrificação, na prática, muitas vezes resulta na necessidade de se adicionar álcali (cal) ao afluente porque a alcalinidade natural do esgoto é, muitas vezes, insuficiente para assegurar a alcalinidade mínima necessária

para manter o pH do licor misto estável. A inclusão da desnitrificação no processo de tratamento reduz o consumo de alcalinidade do sistema de tratamento em 50 por cento, implicando em uma redução da quantidade de cal necessária para manter o pH do licor misto estável.

Outro aspecto de grande importância prática da desnitrificação é a redução da demanda de oxigênio pela substituição parcial desse oxidante por nitrato. A redução do consumo de oxigênio no sistema de tratamento através da inclusão de desnitrificação, pode ser avaliada da seguinte maneira: na nitrificação (que normalmente é um pré-requisito para a desnitrificação), há um consumo de $4,57 \text{ mg O}_2 \cdot (\text{mg N})^{-1}$. Esse consumo, num sistema de lodos ativados, representa em torno de um terço (35%) da demanda total de oxigênio. Se no sistema há desnitrificação completa, então há “recuperação” de parte do oxigênio consumido na nitrificação. Sendo que dos $4,57 \text{ mg O}_2$ usados na nitrificação, $2,86 \text{ mg}$ são recuperados como oxigênio equivalente na desnitrificação. Desse modo, recupera-se $2,86/4,57 = 62,5 \%$ do oxigênio consumido na nitrificação, representando $0,625 \times 35 = 20 \%$ da demanda total de oxigênio.

Existem algumas condições mais importantes, necessárias para o desenvolvimento do processo de desnitrificação em sistemas de lodos ativados como:

1- Presença de uma Massa Bacteriana Facultativa

As bactérias facultativas se caracterizam pela faculdade de poderem metabolizar o material orgânico usando oxigênio ou nitrato como oxidante. A maior parte da massa bacteriana em sistemas de lodos ativados é facultativa mas, o nitrato só é usado quando não há disponibilidade de oxigênio dissolvido. As bactérias facultativas não precisam se adaptar à mudança do aceptor de elétrons (oxigênio ou nitrato). O lodo gerado (a massa bacteriana) em sistemas completamente aeróbios usará o nitrato imediatamente após a interrupção do fornecimento de oxigênio. Também a desnitrificação em um ambiente anóxico cessará tão logo se introduza oxigênio.

2- Presença de Nitrato

A necessidade da presença de nitrato mostra que a nitrificação é um pré-requisito para a desnitrificação (normalmente o nitrogênio está presente no esgoto na forma amoniacal ou orgânica). A concentração de nitrato tem influência sobre o processo

de desnitrificação quando o seu valor é muito pequeno. Para efeitos práticos, a taxa de desnitrificação é considerada como independente da concentração de nitrato.

3- Ausência de Oxigênio Dissolvido

A desnitrificação não se desenvolve quando há oxigênio disponível para o metabolismo bacteriano. Constitui um problema a quantificação da concentração de oxigênio dissolvido sobre a desnitrificação, devido aos gradientes de concentração de oxigênio que se desenvolvem nos flocos. No microambiente dentro do floco, a concentração de OD pode ser muito diferente da concentração no seio do líquido (que é medida no teste de OD).

4- Condições Ambientais

A temperatura e o pH são os parâmetros ambientais mais importantes para a desnitrificação. Quanto à temperatura, observa-se um aumento da atividade de desnitrificação até um valor ótimo em torno de 40°C. Temperaturas acima de 50°C inibem a desnitrificação. A influência do pH sobre a desnitrificação tem sido observado por vários pesquisadores. A taxa máxima de desnitrificação se desenvolve na faixa de pH entre 7 e 8.

5- Toxicidade

Fora da influência inibidora do oxigênio e pH, há pouca informação sobre a natureza e concentração de substâncias que inibem a desnitrificação. Em geral, observa-se que o processo de nitrificação (pré-requisito para a desnitrificação) é muito mais sujeito a influência de materiais tóxicos. Normalmente quando ocorre a nitrificação é possível que ocorra, também, a desnitrificação.

6- Presença de um Doador de Elétrons Adequado

A presença de um doador de elétrons é essencial para a redução do nitrato. O doador de elétrons na desnitrificação é o material orgânico. De acordo com a natureza do material orgânico, pode-se definir diferentes classes de sistemas de desnitrificação, quais sejam: (a) sistemas com uma fonte externa de material orgânico. Nesses sistemas o material orgânico é adicionado após a nitrificação. Os materiais mais usados são o metanol, etanol, acetona e ácido acético; (b) sistemas com uma fonte interna de material orgânico. Nesse caso o material orgânico no

afluente é usado para redução do nitrato. Existe, também a possibilidade do uso da massa bacteriana (respiração endógena) para reduzir o nitrato.

A escolha do tipo de material orgânico é de fundamental importância para a configuração do sistema de desnitrificação. Os sistemas com desnitrificação, que usam o material orgânico afluente do próprio esgoto para a redução de nitrato, exibem nítidas vantagens sobre os sistemas que usam fonte externa de material orgânico em termos de custos de construção e operação.

A capacidade de desnitrificação é a remoção máxima de nitrato que pode ser obtida em um reator anóxico. A capacidade de desnitrificação depende da concentração e composição do material biodegradável afluente, da fração da massa de lodo no reator anóxico, da idade do lodo e da temperatura.

5- METODOLOGIA

Este capítulo descreve a ETE Bueno de Andrada, a metodologia de ensaio utilizada para o desenvolvimento do trabalho, as análises realizadas, a estratégia de ciclo base e as estratégias de ciclo propostas.

5.1. Descrição da ETE Bueno de Andrada

Todo o trabalho foi desenvolvido na Estação de Tratamento de Esgotos de Bueno de Andrada, localizada no distrito de Bueno de Andrada a 12 Km do município de Araraquara. A Figura 7 apresenta a localização da ETE e o ponto de lançamento do efluente tratado.

Figura 7 -Representação esquemática da localização da ETE e o ponto de lançamento do efluente tratado

A ETE Bueno de Andrada foi projetada para tratar um volume de resíduo proporcional a 500 equivalentes populacionais de água. Quando da construção da estação, não haviam valores para a quantificação da vazão de esgoto e portanto esses valores foram estimados com base na demanda diária de água em Bueno de Andrada. Para a quantificação dessa vazão média diária, foram utilizados dados fornecidos pelo Departamento Autônomo de Água e Esgoto de Araraquara juntamente com um estudo realizado junto ao reservatório de distribuição de água do distrito, que chegou a um valor de vazão igual a $56 \text{ m}^3/\text{dia}$. Devido ao crescimento populacional o projeto foi desenvolvido de tal modo, que inicialmente o esgoto afluyente possa ser tratado utilizando-se apenas um dos reatores SBR existentes e num estágio posterior conforme o aumento da vazão afluyente, o segundo reator poderá ser utilizado. A carga orgânica foi assumida com base nos valores médios da literatura adotando-se uma carga orgânica da ordem de $50 \text{ g DBO}_5/\text{hab.dia}$ para a fase de demanda carbonácea e $15 \text{ g DBO}_5/\text{hab.dia}$, para a fase de demanda nitrificante.

Figura 8 – Vista geral da ETE Bueno de Andrada

5.1.1. Fluxograma geral do processo

Figura 9 - Fluxograma Geral da ETE Bueno de Andrada

Como ilustrado na Figura 9, o fluxograma da ETE Bueno de Andrada pode ser descrito da seguinte maneira. O esgoto afluente chega ao poço de sucção parte por gravidade e parte bombeado onde passa por um cesto metálico (grade) instalado no mesmo para reter o material grosseiro. O esgoto é então bombeado para o Rotamat onde é feita a remoção do material sólido mais fino e areia e depois é lançado no tanque de armazenamento de resíduo. Posteriormente o esgoto é bombeado para os SBRs, onde se dá todo o processo de tratamento. Nos SBRs o sistema de mistura e aeração é composto por um aerador hiperbólico com adução de ar, em sua parte inferior, vindo dos compressores. O efluente tratado é então bombeado para os campos de filtração e depois de filtrado é coletado e direcionado

ao sistema de cloração e câmara de contato. Após a desinfecção o efluente passa pela Calha Parshall e é lançado no corpo receptor.

O lodo em excesso nos SBRs é bombeado para o tanque de armazenamento de lodo, onde permanece por um certo tempo período com aeração e mistura, para que haja a estabilização desse lodo. Após esse tempo de estabilização, o lodo é bombeado para os leitos de secagem para que a água seja retirada. Essa água é coletada e encaminhada para o tanque de armazenamento de resíduo, passando novamente por todo o processo. Após a secagem o lodo é então disposto adequadamente.

5.1.2. Partes constituintes do sistema de tratamento

a) Pré-tratamento mecânico:

O pré-tratamento mecânico é destinado à remoção de sólidos grosseiros em suspensão (plástico, lixo, papel e areia grossa) através do "Rotamat-Siebschnecke", um equipamento de procedência alemã.

O "Rotamat-Siebschnecke" consiste basicamente de uma peneira, com furos de 3 mm, que executa o gradeamento, enquanto uma rosca sem fim transporta o material sólido, compactando-o e desidratando-o contra a peneira. Integrado ao equipamento, há uma unidade que remove a areia utilizando o efeito "coanda", que resulta da diferença nas densidades da areia e água.

Figura 10 – Detalhe do Rotamat

b) Tanque de armazenamento de resíduo:

O tanque de armazenamento possui um volume útil de 69m^3 , equipado com misturador submersível, linhas de admissão de ar e bombas submersas para o recalque do esgoto aos tanques de aeração (reatores SBR1 e SBR2).

A quantidade de ar necessária para manter condições aeróbias e evitar odores é de $41\text{m}^3\text{ar/hora}$ ($0,01\text{m}^3\text{ar/m}^3$ de esgoto.min). Um compressor com capacidade de $1,92\text{m}^3/\text{min}$ fornece ar para o tanque de armazenamento de resíduo e para o tanque de armazenamento de lodo. A potência instalada no motor é de 15HP.

Figura 11 – Detalhe do tanque de armazenamento de resíduo

c) Tanques de aeração (reatores SBR1 e SBR2):

São utilizados dois reatores com volume útil máximo de 49m^3 cada, equipados com um misturador de fluxo hiperbólico, rotação variável de 50 a 150 rpm e aeração com a adução de ar através de um compressor, com uma vazão da ordem de $54\text{m}^3/\text{h}$; além de duas bombas submersíveis para recalque do lodo excedente ao tanque de armazenamento de lodo. Como os sistemas de mistura e aeração são separados é possível realizar fases do ciclo apenas com mistura, desligando-se a adução de ar. O efluente tratado em cada reator SBR é conduzido aos campos de filtração, através de um sistema de descarte superficial com bombeamento.

Figura 12 – Vista geral dos SBRs

d) Tanque de armazenamento de lodo:

O tanque de armazenamento de lodo possui um volume útil de $46,2\text{m}^3$, equipado com misturador submerso, linhas de admissão de ar e bomba para recalque do lodo aos leitos de secagem.

A quantidade de ar necessária para manter condições aeróbias e evitar odores é de $1,6\text{Kg}$ de O_2/m^3 de lodo.dia, o que significa uma demanda de $6,0\text{m}^3$ de ar/ m^3 de lodo.dia ou, para $46,2\text{m}^3$ de lodo, $12,0\text{m}^3$ de ar/hora.

Um compressor com capacidade de $1,92\text{m}^3/\text{min}$ fornece ar para o tanque de armazenamento de lodo e para o tanque de armazenamento de resíduo.

Figura 13 – Detalhe do tanque de armazenamento de lodo

e) Leitos de secagem:

Existem quatro leitos de secagem com dimensões unitárias de 3,0m x 6,0m e capacidade para desidratar 20m³ de lodo, com período aproximado de secagem de 20 dias.

Figura 14 – Detalhe dos leitos de secagem

f) Campos de filtração:

A ETE possui dois filtros de areia, com área de 100 m² cada. A experiência alemã recomenda que a taxa de aplicação admissível aos campos de filtração pode variar, no caso de esgotos decantados, entre 300 e 750m³/ha.dia, à razão de 150litros/hab de esgotos. A taxa de aplicação hidráulica do projeto é de 300m³/ha.dia.

Figura 15 – Detalhe do campo de filtração

g) Câmara de contato e sistema de cloração:

A estação possui também, a jusante dos campos de filtração, um sistema de cloração com câmara de contato de volume igual a $45,4 \text{ m}^3$, onde utiliza-se o hipoclorito de sódio para a desinfecção do efluente tratado. O efluente clorado é então encaminhado para a unidade medidora de vazão, calha Parshall e lançado na caixa de saída do extravasor da represa da Fazenda Baguaçu.

Figura 16 – Detalhe da câmara de contato

h) Casa da administração:

O ETE conta com uma unidade denominada casa da administração e laboratório, onde estão os seguintes compartimentos: escritório, laboratório, oficina, almoxarifado, copa e banheiro.

i) Laboratório:

A estação conta com um laboratório destinado à realização de análises físico-químicas rotineiras, necessárias ao monitoramento e acompanhamento operacional do processo de tratamento que se situa na casa destinada à administração.

5.2. Procedimento de operação

A princípio, como o processo de automação da ETE não estava concluído devido a alguns problemas com o PLC, todas as operações necessárias durante a execução dos ciclos, como enchimento do reator, contagem de tempo de ciclo, esvaziamento e outras, foram feitas manualmente e controladas através do painel de controle central.

Devido ao controle manual das operações e a utilização de ciclos de aproximadamente 12 horas de duração, ficou impossibilitada a execução contínua dos ciclos, sendo feito apenas um ciclo diário. Após o término do ciclo de operação ocorria o descarte do efluente tratado deixando no SBR apenas o lodo biológico. Produzia-se então a aeração e mistura desse lodo, sem a adição de esgoto bruto, até o dia seguinte, quando se iniciava um novo ciclo operacional.

Para a execução das estratégias de ciclo, utilizou-se um volume de esgoto bruto igual a $20,0 \text{ m}^3$ para um volume de lodo biológico de $15,0 \text{ m}^3$, o que resulta em uma proporção entre o volume de resíduo e o volume de lodo de 1:0,75. A não utilização de um volume maior de resíduo, atingindo-se assim a capacidade total do SBR ($V = 49 \text{ m}^3$), foi devido ao pequeno volume de esgoto afluente à estação. Utilizando-se um volume maior de esgoto em cada ciclo ficaria impossibilitada a operação diária do SBR devido à falta de resíduo. Já o volume de lodo foi determinado pela experiência anterior de operação da ETE, que utilizava proporções de lodo: resíduo de 1:1 e pelo pequeno volume de esgoto utilizado em relação a capacidade do SBR, proporcionando uma liberdade para o volume de lodo utilizado.

A escassez de esgoto a ser tratado diariamente, proporciona até a utilização de um volume maior de lodo e com isso um aumento da concentração de lodo no reator, possibilitando uma eficiência maior no tratamento. Porém optou-se pela

utilização de uma proporção lodo: resíduo menor que 1:1 para a simulação de uma necessidade futura onde a ETE estaria operando próximo de sua capacidade máxima, podendo com isso tratar um volume maior de esgoto em cada ciclo. Durante todo o tempo de execução de cada estratégia de ciclo não houve descarte de lodo do SBR, havendo um conseqüente crescimento da biomassa no reator. Somente após o término do período de experimentação de cada estratégia de ciclo, foi feito o descarte do lodo excedente voltando-se ao volume de lodo inicial ($15,0 \text{ m}^3$) para a experimentação de uma nova estratégia.

A coleta de amostras obedeceu alguns critérios básicos. As amostras de esgoto afluente foram coletadas, antes do início do ciclo, no tanque de armazenamento de resíduo. Esse tanque possui sistema de mistura e aeração e funciona como um tanque de equalização; o que possibilita a coleta de amostras homogêneas diminuindo a possibilidade de erros de amostragem devido à eventuais picos de carga e outras variações. Já as amostras do efluente tratado foram coletadas após a passagem do efluente pelo filtro de areia em um poço de distribuição. Foram utilizados amostradores feitos com canos de PVC com volume aproximado de um litro.

5.3. Metodologias de ensaio

Para a definição do ciclo operacional da ETE Bueno de Andrada, a metodologia utilizada foi a de controle da eficiência do tratamento em termos da remoção de matéria orgânica carbonácea. Para isso foram feitas análises de DBO_5 e DQO do esgoto afluente e posteriormente, do efluente final da ETE após a passagem pelos campos de filtração. A diferença entre a DBO_5 ou DQO do esgoto afluente e do efluente final, mostra a eficiência de remoção de matéria carbonácea, em termos de DBO_5 ou DQO , do tratamento efetuado. Controlando-se essa eficiência pode-se chegar a um ciclo operacional compacto, que proporcione uma alta eficiência de remoção, sem prejuízo à qualidade do efluente final. Em alguns casos foram realizadas análises intermediárias de DQO para a avaliação da eficiência de remoção após cada fase do ciclo experimentado.

Foram feitas também análises de nitrato (NO_3^-) e íon amônio (NH_4^+) para avaliar a remoção da parte nitrogenada, através dos processos de nitrificação e desnitrificação que ocorrem durante as fases de aeração e mistura do ciclo. No Anexo 1 são mostrados ainda, como dados complementares, os resultados de algumas outras análises realizadas que ajudam a caracterizar o efluente final.

5.3.1. Descrição das análises

Todas as análises foram realizadas no laboratório da ETE Bueno de Andrada, onde dispunha-se de todos os equipamentos e reagentes necessários à execução das mesmas. As metodologias utilizadas estão de acordo com o Standart Methods (1995).

Foi utilizado para a determinação da DQO, nitrato e íon amônio o Espectrofotômetro Merck SQ 118 e o conjunto de reagentes fornecido pelo fabricante para essas análises. Foram seguidos todos os procedimentos descritos no manual do referido aparelho para a preparação das amostras e leitura dos resultados.

5.4. Estratégias de ciclo

5.4.1. Estratégia de ciclo base

Baseada em experimentos realizados na Alemanha foi proposta a estratégia de ciclo descrita abaixo com 12 horas de duração.

ESTRATÉGIA DE CICLO 12 H

1ª fase:	enchimento (sem mistura, sem aeração)	30 min
	(25% do volume de enchimento)	
	enchimento com mistura (25% do volume de enchimento)	30 min
	aeração	90 min

2ª fase:	enchimento com mistura (25% do volume de enchimento)	30 min
	mistura	50 min
	aeração	70 min
3ª fase:	enchimento com mistura (25% do volume de enchimento)	30 min
	mistura	30 min
	aeração	120 min
4ª fase:	sedimentação e decantação	180 min
5ª fase:	esvaziamento	60 min
TOTAL: 12 h		720 min

A estratégia é composta por cinco fases onde na primeira fase ocorre o enchimento do reator com 25 % do volume de enchimento. Esse enchimento é estático (sem mistura e sem aeração) e no SBR encontra-se apenas a biomassa. Em seguida ocorre o enchimento de mais 25 % do volume, porém dessa vez com mistura. Esses dois períodos de enchimento são feitos sem aeração para que a concentração de oxigênio seja baixa (condições anóxicas) e possa se desenvolver o processo de desnitrificação. Mesmo sendo baixa a concentração de nitrato no esgoto bruto, realizando-se uma primeira etapa anóxica, esse nitrato será removido. Então encerrando-se a primeira fase, ocorre um período de aeração de 90 minutos, elevando-se assim a concentração de oxigênio no SBR, para que ocorra a remoção da matéria orgânica carbonácea e a conversão da amônia para nitrato (processo de nitrificação).

Inicia-se então a segunda fase com um enchimento com mistura de mais 25 % do volume, seguido de 50 minutos de mistura para que novamente sem aeração, ocorra uma fase anóxica com presença de material orgânico vindo do esgoto bruto, para que se desenvolva o processo de desnitrificação. Em seguida ocorre um período de aeração com duração de 70 minutos para que novamente ocorra a oxidação da matéria orgânica, do esgoto bruto colocado, e também o processo de nitrificação. Da mesma forma e para o desenvolvimento dos mesmos processo descritos para a segunda fase, na terceira fase ocorre o enchimento do reator com os últimos 25 % do

volume de enchimento, depois se procede um tempo de mistura de 30 minutos e finalmente um tempo de aeração de 120 minutos.

Terminadas essas três fases que são chamadas fases de reação, inicia-se a quarta fase que é a fase de sedimentação e decantação, onde a massa líquida permanece em repouso durante 180 minutos para que haja a separação sólido-líquido. O lodo biológico vai para o fundo do tanque deixando o efluente clarificado na parte superior. Encerrando-se então o ciclo operacional faz-se o esvaziamento do tanque, onde todo o sobrenadante tratado é retirado permanecendo no reator apenas o lodo biológico. Terminado o esvaziamento, o SBR está pronto para iniciar um novo ciclo, repetindo-se todo o processo descrito anteriormente.

O tempo programado para sua execução dos enchimentos e do esvaziamento pode variar, dependendo do volume de esgoto a ser utilizado e do sistema de bombeamento. Se os tempos destinados aos enchimentos e ao esvaziamento não forem adequados, pode haver um remanejamento desses tempos aumentando ou diminuindo a duração do período de mistura ou aeração, obtendo-se assim um mesmo tempo total de ciclo.

Durante o período de aeração, o sistema de mistura permanece ligado enquanto que o ar vindo dos compressores é injetado dentro do SBR para promover a aeração da massa líquida. O ar é injetado na parte inferior do aerador hiperbólico que possui hastes metálicas proporcionando um tamanho menor das bolhas de ar e uma melhor distribuição através da massa líquida.

Um tempo total de ciclo de 12 horas representa uma segurança, pois provavelmente cada ciclo necessite de um tempo menor. Isso é devido a maior temperatura ambiente registrada no Brasil, com médias entre 20 e 30°C na maior parte do ano, o que é bem superior às temperaturas médias na Alemanha, onde foi desenvolvida essa estratégia. A temperatura mais alta durante a maior parte do tempo, proporciona uma maior atividade bacteriana dentro do reator o que pode encurtar o tempo de tratamento do resíduo. Porém as características do esgoto são muito importantes para a diminuição ou o aumento desse tempo de ciclo com a obtenção de resultados de tratamento satisfatórios.

Procurando seguir a mesma configuração e propósito da estratégia de ciclo base (12h), algumas outras estratégias foram aplicadas modificando-se os tempos, a estratégia de alimentação ou até mesmo as fases do ciclo.

5.4.2. Estratégia de ciclo 1

Nessa estratégia foram modificados apenas os tempos de enchimento da segunda e terceira fases, em relação ao ciclo de 12h, caindo de 30 para 10 minutos, e na primeira fase fez-se o enchimento com mistura de 50% do volume de enchimento (20min) e depois um tempo de mistura de 40min totalizando os mesmos 60min do ciclo original. Essas alterações foram simplesmente uma adaptação do ciclo original à quantidade de resíduo a ser tratado em cada ciclo, pois o tempo de enchimento depende do volume de resíduo utilizado e da vazão da bomba. Após essas modificações, a estratégia de ciclo ficou assim definida:

ESTRATÉGIA DE CICLO 1 (11 H 20 MIN)

1ª fase:	enchimento com mistura (50% do volume de enchimento)	20 min
	mistura	40 min
	aeração	90 min
2ª fase:	enchimento com mistura (25% do volume de enchimento)	10 min
	mistura	50 min
	aeração	70 min
3ª fase:	enchimento com mistura (25% do volume de enchimento)	10 min
	mistura	30 min
	aeração	120 min
4ª fase:	sedimentação e decantação	180 min
5ª fase:	esvaziamento	60 min

TOTAL: 11h 20min

680 min

TOTAL aeração: 280 min

TOTAL mistura: 120 min

5.4.3. Estratégia de ciclo 2

Para a estratégia 2, diminui-se o tempo total de ciclo para 10 h, podendo assim avaliar o desempenho de um ciclo que segue a mesma estratégia porém é um pouco mais compacto. Para isso, foi reduzido proporcionalmente o tempo de aeração da primeira fase, os tempos de aeração e mistura da segunda e terceira fases e o tempo de sedimentação em aproximadamente 20%. Após essas modificações, chegou-se a um tempo total de ciclo de 10 h com a seguinte configuração:

ESTRATÉGIA DE CICLO 2 (10 H)

1ª fase:	enchimento com mistura (50% do volume de enchimento)	20 min
	mistura	40 min
	aeração	75 min
2ª fase:	enchimento com mistura (25% do volume de enchimento)	10 min
	mistura	40 min
	aeração	60 min
3ª fase:	enchimento com mistura (25% do volume de enchimento)	10 min
	mistura	25 min
	aeração	100 min
4ª fase:	sedimentação e decantação	160 min
5ª fase:	esvaziamento	60 min

TOTAL: 10h

600 min

TOTAL aeração: 235 min

TOTAL mistura: 105 min

5.4.4. Estratégia de ciclo 3

Nessa estratégia, alterou-se novamente o enchimento na 1ª fase resultando em um enchimento com mistura apenas durante o tempo necessário para o enchimento do volume de esgoto requerido (20 min), eliminando-se o tempo de mistura após o enchimento. Modificou-se também o tempo de sedimentação e decantação que passou de 160 para 120 minutos totalizando um tempo de ciclo de 9 h e 40 min. A estratégia 3 ficou então com a seguinte configuração:

ESTRATÉGIA DE CICLO 3 (9 H 40 MIN)

1ª fase:		
	enchimento com mistura (50% do volume de enchimento)	20 min
	aeração	90 min
2ª fase:		
	enchimento com mistura (25% do volume de enchimento)	10 min
	mistura	50 min
	aeração	70 min
3ª fase:		
	enchimento com mistura (25% do volume de enchimento)	10 min
	mistura	30 min
	aeração	120 min
4ª fase:	sedimentação e decantação	120 min
5ª fase:	esvaziamento	60 min
TOTAL:	9h 40min	580 min
TOTAL aeração:	280 min	
TOTAL mistura:	80 min	

5.4.5. Estratégia de Ciclo 4

Na estratégia de ciclo 4 houve uma alteração mais profunda com relação ao ciclo base, onde houve uma diminuição do número de fases para quatro. A primeira

fase com um enchimento maior utilizando-se 75% do volume total de esgoto a ser tratado e também com um tempo de aeração de 180 min. Na segunda fase foram utilizados tempos de mistura e aeração maiores com 120 e 100 min respectivamente, totalizando um tempo de ciclo de 10 h e 20 min. Os tempos e a configuração de cada fase estão descritos a seguir.

ESTRATÉGIA DE CICLO 4 (10 H 20 MIN)

1ª fase:

enchimento com mistura (75% do volume de enchimento)	30 min
aeração	180 min

2ª fase:

enchimento com mistura (25% do volume de enchimento)	10 min
mistura	120 min
aeração	100 min

3ª fase:

sedimentação e decantação	120 min
---------------------------	---------

4ª fase:

esvaziamento	60 min
--------------	--------

TOTAL: 10h 20min

620 min

TOTAL aeração: 280 min

TOTAL mistura: 120 min

A escassez de esgoto a ser tratado diariamente, proporciona até a utilização de um volume maior de lodo e com isso um aumento da concentração de lodo no reator, possibilitando uma eficiência maior no tratamento. Porém optou-se pela utilização de uma proporção lodo: resíduo menor que 1:1 para a simulação de uma necessidade futura onde a ETE estaria operando próximo de sua capacidade máxima, podendo com isso tratar um volume maior de esgoto em cada ciclo. Durante todo o tempo de execução de cada estratégia de ciclo não houve descarte de lodo do SBR, havendo um conseqüente crescimento da biomassa no reator. Somente após o término do período de experimentação de cada estratégia de ciclo, foi feito o descarte do lodo

excedente voltando-se ao volume de lodo inicial ($15,0 \text{ m}^3$) para a experimentação de uma nova estratégia.

A coleta de amostras obedeceu alguns critérios básicos. As amostras de esgoto afluente foram coletadas, antes do início do ciclo, no tanque de armazenamento de resíduo. Esse tanque possui sistema de mistura e aeração e funciona como um tanque de equalização; o que possibilita a coleta de amostras homogêneas diminuindo a possibilidade de erros de amostragem devido a eventuais picos de carga e outras variações. Já as amostras do efluente tratado foram coletadas após a passagem do efluente pelo filtro de areia em um poço de distribuição. Foram utilizados amostradores feitos com canos de PVC com volume aproximado de um litro.

5.5. Avaliação da remoção de nitrogênio

Diante da incapacidade das estratégias experimentadas em remover nitrogênio, durante essa etapa fez-se um monitoramento dos períodos de aeração e mistura do ciclo para uma avaliação mais precisa desse problema, apesar da remoção de nitrogênio não ser um dos objetivos principais do trabalho. Esse monitoramento permite ilustrar o comportamento do nitrogênio, nas formas de nitrato e amônia, durante o ciclo, e obter os tempos médios necessários para que ocorram os processos de nitrificação (período aerado) e desnitrificação (período de mistura).

5.5.1. Monitoramento do período de aeração

Tomando como base a estratégia de ciclo 1, fez-se o monitoramento do período aerado da primeira fase do ciclo, de acordo com a seguinte metodologia: seguindo a estratégia de ciclo 1, já descrita anteriormente, faz-se o enchimento do tanque com 50% do volume de resíduo a ser utilizado ($1,0 \text{ m}^3$), logo após executa-se um período de mistura de 40 minutos e ao término desse tempo retira-se uma amostra do SBR. Posteriormente inicia-se o período de aeração com um tempo

máximo de 240 minutos onde a cada 60 minutos retira-se uma amostra do SBR para as análises de NO_3^- e NH_4^+ .

5.5.2. Monitoramento do período de mistura

Utilizando também a estratégia de ciclo 1, monitorou-se o período de mistura (não aerado) da segunda fase do ciclo utilizando-se a seguinte estratégia: fez-se o enchimento do tanque normalmente com 50% do volume de resíduo a ser utilizado ($1,0 \text{ m}^3$), logo após executou-se um período de mistura de 40 minutos e ao término desse tempo retirou-se uma amostra do SBR. Posteriormente inicia-se o período de aeração com um tempo de 120 minutos. Foi utilizado esse tempo de aeração pois observou-se, através do monitoramento do período de aeração, que esse intervalo de tempo é suficiente para que grande parte da amônia seja convertida para nitrato. Terminada essa primeira fase inicia-se a segunda com o enchimento do SBR com mais 25% do volume de resíduo a ser utilizado. Após o enchimento ocorre então o período de mistura por um tempo de 180 minutos e ao final do processo retira-se uma amostra do SBR para as análises de NO_3^- e NH_4^+ .

Porém o lodo não resistiu ao grande intervalo de tempo sem aeração e ficou em suspensão no líquido por falta de oxigênio, impedindo que ao final do período pudesse ser feito o período de sedimentação para a separação da fase líquida. Decidiu-se então fazer uma simulação do período de mistura, em escala de laboratório, para evitar uma possível perda do lodo do reator por falta de oxigênio e para mensurar qual o tempo necessário para que haja a desnitrificação.

Para essa simulação utilizou-se a mesma metodologia descrita anteriormente, porém ao final da primeira fase e do enchimento com 25% do volume de enchimento, retirou-se uma amostra do SBR e levou-se ao laboratório. Essas amostras foram então colocadas em dois Erlenmeyers ($v = 1$ litro) e agitadas com agitadores magnéticos simulando o processo de mistura que ocorre no SBR. Em um dos Erlenmeyers o líquido foi deixado em mistura durante 90 minutos e no outro durante 180 minutos. Após o término desses tempos deixou-se o líquido em repouso e retirou-se uma amostra do sobrenadante para análise. Enquanto isso, no SBR

promoveu-se o período de mistura normalmente, porém por apenas 90 minutos para que pudesse ser feita a comparação dos resultados do SBR com aqueles obtidos na simulação em laboratório. Após os 90 minutos de mistura é retirada uma amostra do sobrenadante para análise e então ocorre o período de decantação e descarte do sobrenadante.

5.6. Automação da ETE Bueno de Andrada

5.6.1. Descrição do sistema

A ETE Bueno de Andrada possui todos os equipamentos necessários para sua automação. O sistema é composto por um PLC (controlador lógico programável) instalado no painel de controle da ETE, de medidores de nível instalados nos SBRs para o controle das etapas de enchimento e esvaziamento e de bóias instaladas no TAR (tanque de armazenamento de resíduo) para controle do volume de resíduo de entrada. Além disso, existem válvulas elétricas instaladas nos SBRs para o descarte do efluente tratado, bombas instaladas no TAR para o enchimento dos SBRs, uma bomba para o descarte do efluente tratado dos SBRs, dois aeradores hiperbólicos sendo um em cada SBR e dois compressores de ar para a aeração de todo o sistema. Todos esses equipamentos estão ligados ao PLC e podem ser operados automaticamente.

Utilizando-se um computador e o programa computacional denominado Sucosoft fornecido pela empresa Klockner Moeller, fabricante do PLC, pode-se então conceber um arquivo de controle do SBR. Esse arquivo contendo o ciclo de operação do SBR com todos os tempos e níveis detalhados e estabelecidos, é transmitido para o PLC que a partir desse momento pode controlar automaticamente toda a operação do SBR.

6- RESULTADOS OBTIDOS

Como já relatado todo o trabalho experimental foi realizado na Estação de Tratamento de Esgotos de Bueno de Andrada, cujo fluxograma e unidades constituintes foram anteriormente descritas. Este capítulo apresenta os resultados do desempenho dos ciclos operacionais propostos e descreve o desenvolvimento do processo de automação da ETE.

6.1. Definição do ciclo operacional

Tomando-se como base a estratégia de ciclo de 12h detalhada abaixo, iniciou-se a experimentação e avaliação das demais estratégias de ciclo propostas.

ESTRATÉGIA DE CICLO 12 H

1ª fase:	enchimento (sem mistura, sem aeração) (25% do volume de enchimento)	30 min
	enchimento com mistura (25% do volume de enchimento)	30 min
	aeração	90 min
2ª fase:	enchimento com mistura (25% do volume de enchimento)	30 min
	mistura	50 min
	aeração	70 min
3ª fase:	enchimento com mistura (25% do volume de enchimento)	30 min
	mistura	30 min
	aeração	120 min
4ª fase:	sedimentação e decantação	180 min
5ª fase:	esvaziamento	60 min

TOTAL: 12 h

720 min

TOTAL aeração: 280 min

TOTAL mistura: 80 min

6.1.1. Estratégia de ciclo 1

Os resultados obtidos durante a operação do reator sequencial em batelada (SBR) obedecendo a estratégia de ciclo 1, são apresentados na Tabela 4 e ilustrados nas figuras de 17 a 22, referindo-se aos parâmetros de DBO_5 e DQO do esgoto afluente e do efluente tratado. Outros parâmetros complementares analisados estão apresentados no Anexo 2.

A estratégia de ciclo 1 foi aplicada durante quatro semanas com um tempo inicial de adaptação do reator ao ciclo, proporcionando a produção de um efluente com características relativamente constantes.

As análises de DBO_5 e DQO do esgoto afluente e do efluente tratado após a passagem pelo filtro de areia, foram feitas diariamente avaliando-se assim a eficiência do tratamento e a adequação do ciclo à estratégia proposta. Durante o tempo de aplicação dessa estratégia foram conseguidos dezesseis ciclos com resultados válidos sendo o restante dos ciclos não considerados por problemas operacionais ou com as análises.

Tabela 4 – Valores de DQO, DBO₅ e eficiência (Estratégia de Ciclo 1)

Ciclo	DQO entrada (mg/l)	DQO saída (mg/l)	Eficiência (%)	DBO entrada (mg/l)	DBO saída (mg/l)	Eficiência (%)
1	738	27	96	580	8	98
2	612	26	95	230	14	93
3	825	34	95	350	31	91
4	621	26	95	331	21	93
5	580	22	96	450	19	95
6	546	40	92	340	22	93
7	690	46	93	450	21	95
8	1434	31	97	520	9	98
9	729	38	94	334	27	91
10	803	22	97	660	18	97
11	1176	27	97	510	10	98
12	516	19	96	494	6	98
13	516	12	97	410	5	98
14	864	41	95	400	11	97
15	762	40	94	330	7	97
16	657	29	95	350	8	97
Média	754	30	95	421	15	96
δ	237,06	8,86	1,42	107,47	7,76	2,48
DBO/DQO	0,56

Figura 17 - Variação da DQO de entrada (Estratégia de Ciclo 1)

Figura 18 - Variação da DQO de saída (Estratégia de Ciclo 1)

Figura 19 – Comparação entre DQO entrada e DQO saída (Estratégia de Ciclo 1)

Figura 20 - Variação da DBO₅ de entrada (Estratégia de Ciclo 1)

Figura 21 - Variação da DBO₅ de saída (Estratégia de Ciclo 1)

Figura 22 - Comparação entre DBO₅ entrada e DBO₅ saída (Estratégia de Ciclo 1)

6.1.2. Estratégia de ciclo 2

Devido aos bons resultados obtidos com a estratégia de ciclo 1, na estratégia de ciclo 2, reduziu-se o tempo de ciclo, conforme detalhado anteriormente, chegando a um tempo total de ciclo de 10h. Os resultados de DBO₅ e DQO obtidos com a aplicação dessa estratégia, são apresentados na Tabela 5 e ilustrados nas Figuras de 23 a 28. Outros parâmetros complementares também analisados são apresentados no Anexo 2.

Foram feitas diariamente as análises de DBO₅ e DQO do esgoto afluente e do efluente tratado após filtração por um período de três semanas, para avaliar a eficiência do tratamento e a adequação ou não do ciclo à estratégia proposta. Durante o tempo de aplicação dessa estratégia foram conseguidos doze ciclos com resultados válidos sendo o restante dos ciclos não considerados por problemas operacionais ou com as análises.

Tabela 5 – Valores de DQO, DBO₅ e eficiência (Estratégia de Ciclo 2)

Ciclo	DQO entrada (mg/l)	DQO saída (mg/l)	Eficiência (%)	DBO entrada (mg/l)	DBO saída (mg/l)	Eficiência (%)
1	717	39	94	310	28	90
2	600	64	89	420	34	91
3	522	41	92	260	11	95
4	603	36	94	210	13	93
5	657	30	95	360	15	95
6	648	29	95	350	9	97
7	732	26	96	310	4	98
8	771	29	96	340	14	95
9	618	31	94	360	21	93
10	774	37	95	*	*	*
11	810	34	95	*	*	*
12	834	40	95	*	*	*
Média	690	36	94	324	16	94
δ	92,72	9,57	1,93	57,95	8,87	2,32
DBO/DQO	0,47					

*Valores não considerados devido a problemas com as análises

Figura 23 - Variação da DQO de entrada (Estratégia de Ciclo 2)

Figura 24 - Variação da DQO de saída (Estratégia de Ciclo 2)

Figura 25 - Comparação entre a DQO entrada e DQO saída (Estratégia de Ciclo 2)

Figura 26 - Variação da DBO de entrada (Estratégia de Ciclo 2)

Figura 27 - Variação da DBO de saída (Estratégia de Ciclo 2)

Figura 28 - Comparação entre a DBO₅ entrada e DBO₅ saída (Estratégia de Ciclo 2)

6.1.3. Estratégia de ciclo 3

Os resultados obtidos durante a operação do SBR, obedecendo a estratégia de ciclo 3, são apresentados na Tabela 6 e ilustrados nas Figuras de 29 a 34 referindo-se aos parâmetros de DBO₅ e DQO. Outros parâmetros complementares analisados são apresentados no Anexo 2.

A estratégia de ciclo 3 foi aplicada durante cinco semanas com um tempo inicial de adaptação do reator ao ciclo, para a produção de um efluente com características relativamente constantes.

Foram feitas novamente análises diárias de DBO₅ e DQO do esgoto afluyente e do efluente tratado após filtração, para avaliar a eficiência do tratamento e a adequação do ciclo à estratégia proposta. Durante o tempo de aplicação dessa estratégia foram conseguidos dezoito ciclos com resultados válidos sendo o restante dos ciclos não considerados por problemas operacionais ou com as análises.

Tabela 6 - Valores de DQO, DBO₅ e eficiência (Estratégia de Ciclo 3)

Ciclo	DQO entrada (mg/l)	DQO saída (mg/l)	Eficiência (%)	DBO entrada (mg/l)	DBO saída (mg/l)	Eficiência (%)
1	513	23	95	450	7	98
2	846	39	95	400	6	98
3	642	28	95	350	9	97
4	519	24	95	300	7	97
5	636	46	92	390	20	94
6	642	11	98	370	9	97
7	549	31	94	360	8	97
8	510	14	97	190	4	97
9	627	14	97	410	9	97
10	816	24	96	450	4	98
11	1074	34	96	780	20	97
12	543	21	96	320	6	98
13	1094	43	96	650	12	98
14	558	30	94	340	5	98
15	774	22	97	430	12	97
16	705	15	97	360	6	98
17	696	48	93	350	15	95
18	980	24	97	350	10	96
Média	706	27	95	402	9	97
δ	182,66	10,80	1,55	126,61	4,70	0,98
DBO/DQO	0,57

Figura 29 - Variação da DQO entrada (Estratégia de Ciclo 3)

Figura 30 – Variação da DQO saída (Estratégia de Ciclo 3)

Figura 31 – Comparação entre DQO entrada e DQO saída (Estratégia de Ciclo 3)

Figura 32 – Variação da DBO₅ entrada (Estratégia de Ciclo 3)

Figura 33 – Variação da DBO₅ saída (Estratégia de Ciclo 3)

Figura 34 – Comparação entre DQO entrada e DQO saída (Estratégia de Ciclo 3)

São apresentados também na Tabela 7, os resultados de algumas análises intermediárias de DQO e no Anexo 2 os resultados das análises intermediárias e finais de NO_3 e NH_4 e de algumas análises complementares. Essas análises intermediárias de DQO foram realizadas após cada fase do ciclo para avaliar o desempenho de cada fase na remoção da matéria carbonácea.

Tabela 7 – Valores de DQO após cada fase do ciclo (Estratégia de Ciclo 3)

Dia	DQO entrada (mg/l)	Após 1ª fase (mg/l)	Após 2ª fase (mg/l)	Após 3ª fase (mg/l)	DQO após filtro (mg/l)	E 3ª fase %
1	513	78	73	77	23	84
2	846	49	47	48	39	94
3	642	69	70	62	28	90
4	519	63	66	63	24	87
5	636	58	59	58	46	90
6	642	38	38	35	11	94
7	549	70	69	54	31	90
8	510	40	31	28	14	94
9	627	24	31	35	14	94
10	816	60	62	64	24	92
11	1074	79	63	42	34	96
12	543	41	53	42	21	92
13	1094	79	73	77	43	92
14	558	72	81	68	30	87
15	774	77	78	86	22	88
16	705	*	*	*	15	*
17	696	*	*	*	48	*
18	980	*	*	*	24	*

* Valores não considerados por excederem a faixa de leitura do aparelho utilizado

6.1.4. Estratégia de ciclo 4

Através de análises complementares de íon amônio (NH_4^+) e nitrato (NO_3^-) do efluente final observou-se que, apesar da boa remoção de matéria carbonácea não havia remoção da parte nitrogenada. Durante o ciclo, conseguia-se apenas a conversão do nitrogênio para nitrato (processo de nitrificação), o qual era encontrado em elevadas concentrações no efluente final. Uma possível causa para esse problema é o tempo reduzido de mistura que não estaria sendo suficiente para que o processo de desnitrificação ocorresse.

Diante disso, procurou-se elaborar uma estratégia de ciclo onde os períodos de aeração e mistura fossem mais longos para que os processos de nitrificação (fase aerada) e desnitrificação (fase de mistura) ocorressem com maior eficiência. Agrupou-se então na primeira fase desta estratégia, os enchimentos e os tempos de aeração das duas primeiras fases da estratégia anterior e aumentou-se o tempo de mistura, proporcionando períodos de aeração e de mistura mais longos.

A estratégia de ciclo 4 foi aplicada durante três semanas e os resultados obtidos durante a operação do reator são mostrados na Tabela 8 e ilustrados nas Figuras de 35 a 40. Seguindo a mesma metodologia das estratégias anteriores, executou-se análises diárias de DBO₅ e DQO do esgoto afluente e do efluente tratado após filtração. Com isso avaliou-se a eficiência do tratamento e a adequação do ciclo à estratégia proposta. Foram analisados também alguns parâmetros complementares que são apresentados no Anexo 2.

Tabela 8 - Valores de DQO, DBO₅ e eficiência (Estratégia de Ciclo 4)

Ciclo	DQO entrada (mg/l)	DQO saída (mg/l)	Eficiência (%)	DBO entrada (mg/l)	DBO saída (mg/l)	Eficiência (%)
1	870	23	97	610	14	97
2	579	23	95	380	7	98
3	876	18	97	474	10	97
4	813	22	97	510	9	98
5	882	47	94	460	15	96
6	813	49	93	410	20	95
7	804	50	93	460	16	96
8	774	54	92	*	*	*
9	846	29	96	*	*	*
10	825	14	98	*	*	*
Média	808	33	95	472	13	97
δ	83,27	14,63	1,82	68,75	4,25	1,05
DBO/DQO	0,58					

*Valores não considerados devido a problemas com as análises

Figura 35 – Variação da DQO entrada (Estratégia de Ciclo 4)

Figura 36 – Variação da DQO saída (Estratégia de Ciclo 4)

Figura 37 – Comparação entre DQO entrada e DQO saída (Estratégia de Ciclo 4)

Figura 38 – Variação da DBO₅ entrada (Estratégia de Ciclo 4)

Figura 39 – Variação da DBO₅ saída (Estratégia de Ciclo 4)

Figura 40 – Comparação entre DBO₅ entrada e DBO₅ saída (Estratégia de Ciclo 4)

Todas as análises complementares, cujos resultados são apresentados como dados complementares no Anexo 1, foram feitas pelo funcionário responsável pelas análises químicas da ETE Bueno de Andrada. Essas análises foram realizadas para um controle mais rigoroso do efluente lançado no corpo receptor. Além da DBO₅ e da DQO, foram analisados alguns outros parâmetros como fósforo, íon amônio, nitrato, nitrito, dentre outros.

6.2. Avaliação da remoção de nitrogênio

6.2.1. Monitoramento do período de aeração

O monitoramento foi executado durante seis dias com um ciclo de operação diário. Analisou-se também a DQO do esgoto de entrada e o OD em cada intervalo de retirada de amostra. Os resultados obtidos são mostrados na Tabela 9.

Tabela 9 – Valores de OD, NO₃⁻ e NH₄⁺ durante o período de monitoramento do período aerado

Ciclo		1	2	3	4	5	6
Tempo (min)							
OD (mg/l)	60	0,50	0,25	0,30	0,90	0,20	0,96
	120	0,50	0,20	0,20	0,85	3,00	1,00
	180	2,35	2,20	0,20	1,46	3,75	1,20
	240	3,70	3,05	2,25	*	*	*
NO ₃ -N (mg/l)	Início	20,32	*	20,32	24,61	15,35	19,20
	60	25,74	26,42	24,61	29,13	21,00	22,58
	120	36,13	31,61	29,58	32,06	23,48	26,42
	180	37,03	32,52	30,26	35,00	24,39	27,10
	240	29,35	34,77	29,81	*	*	*
NH ₄ -N (mg/l)	Início	4,90	*	4,66	2,33	2,95	3,65
	60	2,95	4,74	3,11	1,24	0,93	1,71
	120	0,85	2,33	1,55	1,01	0,0	0,23
	180	0,39	0,39	0,54	0,70	0,0	0,0
	240	0,00	0,47	0,62	*	*	*
DQO (mg/l)	Entrada	1100,0	834,0	906,0	897,0	798,0	774,0

* Resultados não considerados devido a problemas com as análises

6.2.2. Monitoramento do período de mistura

O monitoramento foi executado durante dois dias com um ciclo de operação diário. Analisou-se também a DQO do esgoto de entrada e o OD em cada intervalo de retirada de amostra. Os resultados obtidos são mostrados na Tabela 10.

Tabela 10 – Valores de OD, NO_3^- , NH_4^+ e DQO durante o monitoramento do período de mistura

Ciclo		1	2
OD (mg/l)	Após 1ª fase	0,96	0,84
	Início	0,77	0,70
	180 min	1,10	1,00
NO_3 (mg/l)	Após 1ª fase	40,64	31,61
	Início	34,10	26,87
	180 min	26,20	20,55
	Eficiência (%)	23,20	23,50
NH_4 (mg/l)	Após 1ª fase	2,80	3,11
	Início	5,13	5,28
	180 min	6,84	5,98
DQO entrada (mg/l)		1000,00	1125,00

Na Tabela 11 são apresentados os resultados da simulação em laboratório do período de mistura, que foi realizada durante três dias.

Tabela 11 - Valores de NO_3^- e NH_4^+ durante o monitoramento do período de mistura com simulação

Ciclo		1	2	3
$\text{NO}_3\text{-N}$ (mg/l)	Início	16,48	17,39	17,16
	90 min SBR	11,97	17,16	13,77
	90 min Simulação	14,90	13,77	11,74
	180 min Simulação	9,94	9,03	7,90
	Eficiência Total (%)	39,70	48,00	54,00
$\text{NH}_4\text{-N}$ (mg/l)	Início	4,66	2,80	3,65
	90 min SBR	5,13	3,65	3,65
	90 min Simulação	5,21	3,57	3,96
	180 min Simulação	5,36	3,65	4,12

6.3. Automação da ETE Bueno de Andrada

6.3.1. Descrição do sistema

Inicialmente pôde-se desenvolver a automação de um dos SBRs pois existe apenas um PLC. Porém devido a problemas com o PLC e outros componentes do sistema de automação, ficou impossibilitado o desenvolvimento do processo de automação anteriormente ao processo de definição do ciclo operacional. Somente depois de muito tempo com o concerto do PLC e a troca de componentes do sistema foi possível dar início ao processo de automação.

6.3.2. Definição do arquivo de controle

Partiu-se então de um arquivo de controle feito por pesquisadores alemães na data da construção da ETE, que tinha como base o ciclo operacional de 12 h, já descrito anteriormente. Porém sabia-se que o programa necessitaria de alguns ajustes para funcionar corretamente, pois o arquivo não foi devidamente testado. Tentou-se colocar a ETE em funcionamento com esse arquivo, mas não houve sucesso na operação.

Foi preciso então um longo estudo do programa de controle e de toda a linguagem de programação utilizada para elaborar o arquivo, para que então pudesse ser feita a interpretação do arquivo e alguma eventual modificação. Esse estudo foi necessário, pois a linguagem e o tipo de programação são muito particulares para cada tipo de PLC. Porém o manual do programa fornecido pelo fabricante era pouco claro e dificultava muito seu entendimento. Ficava difícil identificar dentro do arquivo de controle, onde estavam definidos os tempos de cada fase do ciclo e os níveis de enchimento do SBR, para uma possível alteração. Depois de algum tempo de estudos e pesquisas, conseguiu-se interpretar o arquivo e colocá-lo em funcionamento.

Porém logo no primeiro teste surgiu um problema na operação. O problema apresentado pelo arquivo de controle foi a não obediência do nível programado para o primeiro enchimento. Iniciava-se o ciclo, mas o nível programado não era obedecido e o enchimento parava somente quando o programa era desligado. Descobriu-se então que o problema era com o ajuste do medidor de nível do SBR que deveria ser programado com a altura máxima de enchimento suportada pelo SBR. Sanado esse problema inicial, o PLC então passou a comandar todo o ciclo normalmente sem nenhum tipo de falha, obedecendo os tempos de cada fase e os níveis de enchimento corretos.

Mas um novo problema surgiu, não havia a continuidade dos ciclos. Ao final do primeiro ciclo a válvula de descarte do SBR se abria o efluente tratado era descartado normalmente até o nível programado e a válvula se fechava. Porém quando iniciava-se o segundo ciclo e se completava o enchimento da primeira fase, a válvula de descarte do SBR se abria sem explicação, liberando o resíduo juntamente com o lodo.

Investigou-se o problema com o acompanhamento de vários ciclos através do computador onde consegue-se um acompanhamento de todas as etapas do ciclo a medida que elas vão ocorrendo. Percebeu-se então que os contadores de tempo do arquivo, que controlam os tempos de aeração e mistura, não zeravam ao final do primeiro ciclo. Com isso, terminado o enchimento da primeira fase do segundo ciclo, como todos os contadores de tempo não estavam zerados o PLC assumia que todo o ciclo já tivesse sido executado e passava automaticamente para o seu final com a abertura da válvula de descarte, não realizando o ciclo de operação completo.

Tratava-se então de um problema mais complexo onde seria necessário alterar a estrutura do arquivo de controle. Após muitas tentativas e insucessos com algumas alterações no arquivo, passou-se para um acompanhamento dos ciclos através do computador. Conseguiu-se então acompanhando passo a passo as operações descobrir o local exato para a alteração. Incorporou-se então algumas linhas ao arquivo de controle que fizeram com que todos os contadores de tempo fossem zerados ao final da contagem.

A partir daí o SBR com o processo de automação definido, foi colocado em funcionamento e diante de vários testes feitos com diferentes tempos e alturas de

enchimento, o arquivo de controle mostrou-se totalmente ajustado e em condições de executar o ciclo operacional sem problemas. Porém alguns problemas nos equipamentos auxiliares ao PLC, principalmente na válvula de descarte do efluente no SBR, ficou impossibilitada a execução de um período de testes maior para a comprovação adequada do bom funcionamento do equipamento. Admite-se porém que, sanados esses problemas o processo de automação esteja concluído. A listagem do arquivo de controle final é apresentada no Anexo 1.

7- DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

Neste capítulo é apresentada a discussão dos resultados obtidos, a qual engloba as estratégias de ciclo utilizadas para a definição do ciclo operacional, com a avaliação da remoção de nitrogênio e o desenvolvimento do processo de automação da ETE Bueno de Andrada.

A execução dos ciclos de forma descontínua durante todo o trabalho experimental pode ter prejudicado a eficiência do tratamento, talvez não em termos da remoção da matéria carbonácea mas sim da matéria nitrogenada. A remoção de nitrogênio foi a grande deficiência encontrada nas estratégias utilizadas, apesar de não ser o objetivo principal do presente trabalho. Talvez o excesso de aeração durante as doze horas do dia em que o ciclo não era executado, mantendo-se no SBR apenas o lodo com aeração e mistura, possa ter proporcionado a inibição das bactérias responsáveis pelo processo de desnitrificação que estão presentes na massa bacteriana. Outro fator a ser considerado foi a não introdução de esgoto bruto durante esse período do dia em que o ciclo não era executado. Isso também pode ter causado algum tipo de alteração no comportamento da massa bacteriana.

Quanto a remoção de N, com a execução contínua dos ciclos seria possível iniciar o ciclo com uma concentração baixa de oxigênio dissolvido, devido ao período de sedimentação do ciclo anterior. Com isso poderia conseguir-se uma remoção inicial da parcela de nitrogênio (pré-desnitrificação) que se encontra no esgoto bruto na forma de nitrato, durante o período de enchimento e mistura da primeira fase do ciclo. Porém como já citado anteriormente, com a não conclusão do processo de automação, ficou impossibilitada essa execução contínua dos ciclos e a avaliação das estratégias propostas dessa forma.

Porém para o caso específico da ETE Bueno de Andrada, apenas um ciclo diário é suficiente para atender a demanda de tratamento, portanto a execução de um

ciclo diário pode ser aplicada perfeitamente. Mas para o caso de uma ETE que opere no limite de sua capacidade de tratamento ou mesmo para a ETE Bueno de Andrada, com o aumento futuro da vazão de esgoto afluente, será necessária a aplicação de uma estratégia com ciclos contínuos totalizando dois ou mais ciclos diários.

Outra questão a ser discutida é quanto ao sistema de aeração do SBR. O aerador hiperbólico possui duas velocidades de rotação, porém durante o trabalho experimental, foi possível a utilização apenas da velocidade baixa pois testes feitos com alta rotação mostraram ser inviável a sua utilização. Alguns ciclos executados com o aerador em alta rotação ocasionaram a quebra dos flocos de lodo prejudicando a qualidade do lodo e do efluente final. Além disso, ocorre a formação de uma grande quantidade de espuma na superfície da mistura dentro do SBR. Com todos esses fatores, a qualidade do efluente final fica comprometida com grande concentração de sólidos em suspensão e coloração escura.

A impossibilidade de utilização da rotação alta do aerador prejudicou a eficiência de aeração da mistura. Nesse sistema de aeração, já descrito anteriormente, o ar é injetado no fundo do tanque sob o aerador hiperbólico. O aerador possui pequenas hastes que quebram as bolhas de ar e as distribuem por todo o tanque. Portanto quanto maior a velocidade de rotação do aerador menor o tamanho das bolhas e melhor a distribuição de ar no tanque. Sabe-se que a eficiência de aeração do líquido é maior quanto menor o tamanho das bolhas proporcionando uma maior superfície de contato ar-líquido. Portanto nesse caso, com a utilização apenas da rotação baixa do aerador não foram obtidos um tamanho e uma distribuição de bolhas adequados, proporcionando uma eficiência de aeração menor.

Pela impossibilidade da utilização da capacidade total de aeração, não se conseguiu uma redução ainda maior do tempo total de ciclo. Com o sistema de aeração trabalhando com sua eficiência máxima, poderia ser empregada uma estratégia com um tempo de ciclo ainda menor e com eficiências semelhantes às obtidas.

7.1. Comparações das estratégias

7.1.1. Estratégia de ciclo 1

Os resultados mostrados na Tabela 4 demonstram que a estratégia 1 com um tempo total de ciclo de 11h e 20min, atende bem às necessidades de tratamento, alcançando uma eficiência média de remoção da matéria orgânica carbonácea, medida pelas análises de DBO₅ e DQO, de aproximadamente 96%. Os valores médios de DBO₅ e DQO do efluente final foram 15,0 mg/l e 30,0 mg/l respectivamente. A eficiência apresentada foi muito boa estando dentro dos padrões esperados para o processo de lodos ativados, ficando acima dos padrões exigidos pela legislação.

7.1.2. Estratégia de ciclo 2

Os resultados obtidos utilizando-se a estratégia de ciclo 2 com um tempo de 10 horas, apresentados na Tabela 5, demonstram que o ciclo consegue atender às necessidades de tratamento, alcançando uma eficiência média de remoção da matéria carbonácea, pelos parâmetros de DBO₅ e DQO, de aproximadamente 95%. Os valores médios de DBO₅ e DQO do efluente tratado foram 16,0 mg/l e 36,0 mg/l respectivamente. Mesmo com a redução de uma hora e vinte minutos no tempo total de ciclo, ocorreu um decaimento pequeno na DQO do efluente tratado que passou de 30,0 mg/l na estratégia 1 para 36,0 mg/l nesta estratégia. Um valor não muito significativo, mostrando também a boa performance dessa estratégia.

7.1.3. Estratégia de ciclo 3

Os resultados apresentados na Tabela 6, demonstram que a estratégia de ciclo 3 com 9h e 40min de duração, atende bem às necessidades de tratamento alcançando

uma eficiência média de remoção da matéria orgânica carbonácea de aproximadamente 96% para DQO e 97% para DBO₅. Os valores médios de DQO e DBO₅ de saída foram 27,0 mg/l e 9,0 mg/l respectivamente. Os resultados demonstraram que mesmo com uma redução de 20 minutos no tempo de ciclo com relação a estratégia 2, os resultados foram semelhantes aos obtidos com a estratégia de ciclo 1 (11h e 20 min). Isso ocorreu porque os tempos de reação (aeração e mistura) não mudaram havendo apenas um remanejamento dos tempos de enchimento e sedimentação. Com isso conseguiu-se com um ciclo menor a obtenção de bons resultados e uma boa qualidade do efluente final.

Já as análises intermediárias de DQO feitas com amostras coletadas após as três primeiras fases do ciclo, demonstraram que essas fases correspondem a pequenos ciclos dentro de um ciclo maior. Os resultados das análises de DQO após cada fase foram muito próximos uns dos outros, o que mostra que o tempo de cada uma dessas fases é dimensionado para que haja a estabilização do volume de esgoto bruto introduzido em cada uma delas. Isso explica a divisão em três partes do volume de enchimento, fazendo com que sempre a concentração de biomassa no SBR seja muito superior a concentração de substrato a ser estabilizado havendo então uma avidez por substrato no reator. Essa estratégia pode diminuir o tempo de ciclo e aumentar a eficiência do tratamento quando comparada a uma estratégia onde todo o esgoto bruto é colocado de uma só vez no início do ciclo.

Analisando-se a remoção de nitrogênio o enchimento em três etapas é justificado mais uma vez. Após o período de aeração onde a matéria orgânica carbonácea é estabilizada e a amônia convertida a nitrato (nitrificação), ocorre um período de mistura sem aeração para que se desenvolva o processo de desnitrificação. Para isso é necessário que haja uma fonte de matéria orgânica que nesse caso é o esgoto bruto, introduzido sempre anteriormente ao período de mistura dando condições para que ocorra a desnitrificação.

7.1.4. Estratégia de ciclo 4

Os resultados mostrados na Tabela 8 demonstram que a estratégia de ciclo 4, com um tempo total de 10h e 20min, alcança uma eficiência de remoção média da matéria carbonácea de aproximadamente 95,0% para a DQO e 97,0% para a DBO₅. Os valores de DBO₅ e DQO do efluente final foram 13,0 mg/l e 33,0 mg/l respectivamente. Apesar dos bons resultados obtidos para a remoção da matéria carbonácea, não houve melhora na qualidade do efluente quanto à remoção da matéria orgânica nitrogenada. O processo de nitrificação ocorreu normalmente, mas não houve sucesso quanto a desnitrificação que continuou não ocorrendo ou atingindo níveis não satisfatórios, proporcionando ainda altas concentrações de nitrogênio na forma de nitrato no efluente final. Diante disso foi necessária uma avaliação mais profunda dos dois compostos nitrogenados que aparecem em maior concentração no efluente que são o nitrato e a amônia. Com isso desenvolveu-se o processo de monitoramento para um acompanhamento constante ao longo do tempo do comportamento desses dois compostos durante o período aerado e não aerado do ciclo.

7.2. Avaliação da remoção de nitrogênio

Com o período de monitoramento foi possível avaliar o intervalo de tempo necessário para que ocorram os processos de nitrificação e desnitrificação durante o ciclo operacional. Durante o monitoramento das fases de aeração e mistura não foram obtidos resultados satisfatórios quanto ao processo de desnitrificação do efluente que ocorre no período de mistura. As análises mostraram um bom desempenho do processo de nitrificação, porém a desnitrificação quando ocorreu alcançou uma eficiência não satisfatória. Apesar da utilização de um intervalo de tempo grande para o período de mistura, devido à fatores não conhecidos, a remoção de nitrogênio pelo processo de desnitrificação foi pequena.

Para a determinação correta desses fatores seriam necessários estudos específicos como a composição microbiológica do lodo para a avaliação da

concentração das bactérias facultativas responsáveis pela desnitrificação. A operação automática do SBR utilizando ciclos contínuos, como já citado anteriormente, e um estudo completo para a descoberta de alguma outra substância ou fator que possa estar inibindo a desnitrificação, também teriam que ser aplicados.

Apesar do insucesso na remoção de nitrogênio, com o monitoramento foi possível ilustrar o comportamento do nitrogênio nas suas formas principais (amônia e nitrato) durante as diferentes fases do ciclo operacional. Como detalhado anteriormente, durante o período de aeração a amônia que está presente no esgoto bruto, é oxidada a nitrato pela presença do oxigênio. Já no período de mistura, como a concentração de oxigênio fica baixa ocorre a redução biológica de nitrato para nitrogênio molecular.

7.2.1. Monitoramento do período de aeração

Os resultados do monitoramento do período aerado mostrados na Tabela 9, demonstram que para a estratégia utilizada, com um tempo de aeração de 120 a 180 minutos a amônia é quase que totalmente convertida a nitrato, chegando a concentrações próximas de zero.

Com as análises de oxigênio dissolvido, nota-se que o aumento brusco da concentração de oxigênio dissolvido no SBR revela o final do processo de nitrificação, onde toda a amônia ou grande parte dela foi convertida para nitrato. Com isso pode-se determinar o intervalo de tempo aproximado para que a nitrificação ocorra integralmente sem que ocorra desperdício de energia e tempo com aeração.

7.2.2. Monitoramento do período de mistura

Os resultados apresentados na Tabela 10 demonstram que após 180 minutos de mistura sem aeração, a redução na concentração de nitrato chega a aproximadamente 23%. Porém mesmo com essa remoção a concentração de nitrato no efluente final,

que representa a matéria orgânica nitrogenada, é ainda muito alta. Isso demonstra que apesar do grande intervalo de tempo sem aeração, o processo de desnitrificação é pouco eficiente. Além disso, com um tempo de 180 minutos, o período de mistura se torna longo, fazendo com que o lodo não resista ao grande período sem aeração. Outro obstáculo é o grande intervalo de tempo requerido para que ocorra a desnitrificação, tornando o ciclo operacional muito longo, chegando até a torná-lo inviável.

Diante desse problema com a resistência do lodo à baixa concentração de OD por um grande intervalo de tempo, optou-se pela simulação do período de mistura em laboratório, para evitar a perda ou prejuízo na qualidade do lodo presente no SBR. Como detalhado anteriormente, trabalhou-se então em laboratório com uma amostra da mistura contida no SBR retirada após o enchimento. Os resultados apresentados na Tabela 11 demonstram que as análises comparativas entre o SBR e a simulação em laboratório, para um tempo de mistura de 90 minutos, apresentaram resultados muito distintos, com uma tendência para resultados melhores com a simulação em laboratório. Portanto os resultados da simulação não podem ser aplicados com confiabilidade para o SBR.

Além disso a remoção de nitrato com a simulação, após um período de 180 minutos, variou entre 40 e 54% o que não se reflete em um resultado muito satisfatório, provando mais uma vez a baixa eficiência do processo de desnitrificação.

7.3. Automação da ETE Bueno de Andrada

O processo de automação do SBR foi dificultado pela presença de problemas com os componentes do sistema. Primeiramente com o PLC e alguns componentes ligados a ele e posteriormente com o programa para controle do PLC, devido a linguagem de programação utilizada para a elaboração do arquivo de controle.

Porém sanados os problemas de ordem eletrônica e tendo-se como base o arquivo de controle elaborado pelos pesquisadores alemães, iniciou-se o processo. Com o manual do programa fornecido pelo fabricante do PLC e com o estudo

detalhado do arquivo de controle foi possível o desenvolvimento e a conclusão do processo de automação.

A automação do SBR é de fundamental importância para uma ETE com esse processo de tratamento. Somente a partir da automação do processo de tratamento existe a possibilidade de executar com mais facilidade qualquer estratégia de ciclo proposta. Com a automação não é necessária a presença de um funcionário exclusivamente para controle dos tempos e de todas as operações que ocorrem ao longo do ciclo operacional. Além disso, torna-se possível a utilização de uma estratégia com ciclos contínuos viabilizando a execução de mais de um ciclo diário.

O processo de lodos ativados por batelada facilita a automação do processo de tratamento e isso deve ser aproveitado. Pode-se proporcionar com isso a diminuição dos custos de operação, dos gastos com mão de obra e também o aumento da capacidade de tratamento da ETE com a execução de ciclos contínuos. Porém sendo pequena a vazão de esgoto afluente, como é o caso da ETE Bueno de Andrada, pode ser utilizado para o tratamento apenas um dos SBRs existentes, havendo economia com energia e manutenção dos equipamentos.

8- CONCLUSÕES

Com base nos resultados obtidos com a aplicação das estratégias de ciclo propostas, a avaliação da remoção de nitrogênio e o processo de automação da ETE, pôde-se concluir que :

O processo de lodos ativados por batelada confirmou sua elevada eficiência no tratamento de esgotos sanitários, possibilitando um grande controle sobre o processo de tratamento e um efluente final de ótima qualidade.

Utilizando-se a as estratégias de ciclo propostas, com tempos variando entre 9h e 40 min e 11h e 20 min, consegue-se uma eficiência de remoção da matéria orgânica carbonácea de aproximadamente 96%. Isso mostra a adequação das estratégias apresentadas, às condições e ao processo de tratamento da ETE Bueno de Andrada.

É viável a utilização da estratégia de enchimentos espaçados utilizada durante os ciclos, proporcionando uma maior avidéz por substrato no reator a cada enchimento e o fornecimento de uma fonte de matéria orgânica para o processo de desnitrificação.

A utilização apenas da rotação baixa do aerador impossibilitou uma redução maior do tempo de ciclo, pois a eficiência do sistema de aeração ficou prejudicada.

A execução descontínua dos ciclos prejudicou uma avaliação mais detalhada das estratégias propostas, impossibilitando a avaliação das principais alterações em termos da remoção da matéria carbonácea e principalmente da matéria nitrogenada, sob condições contínuas de tratamento.

As análises intermediárias de DQO realizadas, mostraram que as três primeiras fases do ciclo se comportam como pequenos ciclos, onde o respectivo

volume de enchimento é quase que totalmente estabilizado dentro dessas fases. Isso é comprovado pela proximidade dos valores de DQO encontrados após cada fase.

O monitoramento da fase aerada demonstrou que, com as condições utilizadas, tempos de aeração entre 120 e 180 minutos, são suficientes para que a amônia seja oxidada quase que totalmente a nitrato (nitrificação). Ao final desse tempo, foi detectado um aumento brusco da concentração de oxigênio dissolvido no reator, provocado pelo término do processo de nitrificação.

O monitoramento da fase não aerada demonstrou que o processo de desnitrificação, dentro das condições do presente trabalho, realiza-se com tempos em torno de 180 minutos e tem eficiência não satisfatória. Esse grande intervalo de tempo sem aeração chega a prejudicar a qualidade do lodo e inviabiliza a estratégia de ciclo.

A simulação do período não aerado, feita em laboratório, não pode ser usada como parâmetro para o que ocorre no reator, pois os valores das análises comparativas foram muito distintos com uma tendência para valores superiores na simulação.

Os estudos referentes à remoção de nitrogênio não foram conclusivos e merecem maiores estudos para evitar o descarte de efluente com alta concentração de nitrato.

Para o processo de lodos ativados por batelada, a automação do processo de tratamento é muito vantajosa, pela facilidade e diminuição dos custos de operação e aumento da capacidade de tratamento da ETE.

Com a automação aumenta-se a flexibilidade operacional do processo, podendo-se executar mais facilmente qualquer estratégia de ciclo, possibilitando também a execução contínua dos ciclos.

9- REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALÉM SOBRINHO, P. (1983). *Estudo dos fatores que influenciam no desempenho do processo de lodos ativados – determinação de parâmetros de projeto para esgotos predominantemente domésticos*. Revista DAE. n.132, p. 49-85, mar.

BOLEN, G.; GILBERT, A. (1997). *Batch reactors offer efficient wastewater treatment*. Pollution Engineering, p. 40-44, oct.

BRANCO, S. M. (1986). *Hidrobiologia aplicada à engenharia sanitária*. São Paulo, CETESB, 3ª ED., 616p.

CHERNICHARO, C. A. de L.; von SPERLING, M. (1993). *Considerações sobre o dimensionamento de sistemas de lodos ativados de fluxo intermitente (batelada)*. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 17., Natal, 1993. *Anais*. Vol. 2, Tomo 1, p118-129.

FORESTI, E. (1982). *O comportamento singular do sistema de lodos ativados quando utilizado no tratamento de águas residuárias de fermento biológico*. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

JOHANSEN N. H.; ANDERSEN J. S.; JANSEN J. la Cour (1997). *Optimum operation of a small sequencing batch reactor for BOD and nitrogen removal based on on-line OUR-calculation*. Water Science and Technology, v. 35, n. 6, p. 29-36.

- KAMIYAMA, H. (1989). *Lodo ativado por batelada: suas vantagens no tratamento de esgotos das comunidades de médio e pequeno porte*. Revista DAE, v.49, n.157, p.218-21, out/dez.
- KAMIYAMA, H.; TSUTIYA M. T. (1992). *Lodo Ativado por Batelada: um processo econômico para tratamento de esgotos em estações de grande porte*. Revista DAE, n. 165, p. 1 – 7.
- KETCHUM, L. M. Jr. (1997). *Design and physical features of sequencing batch reactors*. Water Science and Technology, v. 35, n. 1, p. 11-18.
- LARANJEIRA FILHO, B. A. (1989). *Estudo comparativo de reatores de lodos ativados em escala de laboratório*. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- LEUNG, G. L. W.; TAM, N. F. Y. (1994). *Operation strategy of a sequencing batch reactor for simultaneous removal of wastewater organic matter and nutrients*. Resources, Conservation and Recycling, 11, p 209-223.
- METCALF & EDDY (1991). *Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse*. 3rd Edition. McGraw-Hill International Editions, 1334 p.
- SANT'ANNA, F. S. P. (1982). *Tratamento de águas residuárias da industrialização de frutas cítricas pelo processo de lodos ativados*. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- SOUSA, J. T. de (1996). *Pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio de fluxo ascendente em reator aeróbio sequencial em batelada e coluna de lodo anaeróbio para desnitrificação*. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

STANDART METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER (1995). American Public Health Association, American Water Environment Federation, 19th edition.

UMBLE, A. K.; KETCHUM, L. H. Jr. (1997). *A strategy for coupling municipal wastewater treatment using the sequencing batch reactor with effluent nutrient recovery through aquaculture*. Water Science and Technology, v. 35, n. 1, p. 177-184.

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO. Escola de Engenharia de São Carlos. Serviço de Biblioteca (1996). *Diretrizes para elaboração de dissertações e teses na EESC – USP*. São Carlos.

van HANDEL, A. C.; CATUNDA, P. F. C. (1987a). *Remoção biológica de nitrogênio em sistemas de lodo ativado – 1: nitrificação*. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 14., São Paulo, 1987. *Anais*. Vol. 2, Tomo 1, p157-74.

van HANDEL, A. C.; CATUNDA, P. F. C. (1987b). *Remoção biológica de nitrogênio em sistemas de lodo ativado – 2: desnitrificação*. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 14., São Paulo, 1987. *Anais*. Vol. 2, Tomo 1, p175-93.

von SPERLING, M. (1997). *Princípio do tratamento biológico de águas residuárias. Vol. 4. Lodos ativados*. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - UFMG. 415p.

von SPERLING, M. (1996). *Princípio do tratamento biológico de águas residuárias. Vol. 2. Princípios básicos do tratamento de esgotos*. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG. 211p.

von SPERLING, M. (1998). *A new method for the design of sequencing batch reactors (SBR) using the concept of the hindered settling velocity of the sludge*. *Environmental Technology*, v.19, p. 1223-31.

WACHTER, P. *The advantage of the SBR-process demonstrated on the modular plant of Bueno de Andrada*. Apresentado ao Seminário Internacional – Tecnologias Avançadas para o Tratamento de Resíduos Orgânicos, São Carlos, 1999.

WARESAK, M. J. (1997). *City converts wastewater treatment facility to sequencing batch reactors*. *Water Engineering and Manegement*, v. 144, n. 1, p. 22-26, 39.

WEF/ASCE (1992). *Design of municipal wastewater treatment plants*. Alexandria, WEF; New York, ASCE (WEF Manual of Practece, 8; ASCE Manual and Report on Engineering Practice, 76), v. 1, cap. 11, p. 518-673.

OBRAS CONSULTADAS

MOREIRA, A. M. R. *Aplicação do projeto ótimo robusto à operação de sistema de tratamento de esgotos por lodos ativados*. São Carlos, 1996. 146p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

GRADY, C. L. P.; LIM, H. C. *Biological wastewater treatment: Teory and application*. New York, 1980. Dekker. 963p.

COLETTI, F. J. (1997). *Pós-tratamento por lodos ativados de efluente de um reator anaeróbio compartimentado no tratamento de esgoto sanitário*. São Carlos, 1997. 300p. 2v. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

IMURA, M.; SUZUKI, E.; KITAO, T.; IWAI, S.(1993). *Advancede treatment of domestic wastewater using sequencing batch reactor actived sludge process*. Water Science and Technology, v. 28, n. 10, p. 267-274.

MINES, R. O.; MILTON, G. D. (1998). *Biomutriente removal with sequencing batch reactor*. Water, Air and Soil Pollution n. 107, p. 81-89.

BERNARDES, R. S.; KLAPWIJK, A. (1996). *Biological nutriente removal in a sequencing batch reactor treating domestic wastewater*. Water Science and Technology, v. 33, n. 3, p. 29-38.

- ISAACS, S. (1997). *Automatic adjustment of cycle length and aeration time for improved nitrogen removal in an alternating activated sludge process*. Water Science and Technology, v. 35, n. 1, p. 225-232.
- SCHLEYPEN, P.; MICHEL, I.; SIEWERT, E. (1997). *Sequencing batch reactors with continuous inflow for small communities in rural areas in Bavaria*. Water Science and Technology, v. 35, n. 1, p. 269-276.
- DORNELLAS, J. C.; FIGUEIREDO, R. F. (1993). *Lodos ativados por batelada – uma alternativa para o tratamento de águas residuárias da indústria cítrica*. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 17., Natal, 1993. *Anais*. Vol. 2, Tomo 4, p179-193.
- LUCA, S. J.; MARQUES, D. M.; MONTEGGIA, L. O. (1993). *Eficiência operacional de reator sequencial em batelada*. Campus do Vale/IPH/UFRGS. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 17., Natal, 1993. *Anais*. Vol. 2, Tomo 4, p179-193.
- HAMAMOTO, Y.; TABATA, S.; OKUBO, Y. (1997). *Development of the intermittent cyclic process for simultaneous nitrogen and phosphorus removal*. Water Science and Technology, v. 35, n. 1, p. 145-152.
- RUSTEN, B.; ELIASSEN, H. (1993). *Sequencing batch reactors for nutrient removal at small wastewater treatment plants*. Water Science and Technology, v. 28, n. 10, p. 233-242.
- WANNER, J. (1992). *Comparison of biocenoses from continuous and sequencing batch reactors*. Water Science and Technology, v. 25, n. 6, p. 239-249.

ANEXO 1

LISTAGEM DO ARQUIVO DE CONTROLE

" Listado del archivo c:buenolm.q6w del 3. 2. 0"

```

00000 BUENO      "Controle do SBR1
001              "data: 28.10.97
002
003
00001 INI        "definicao do secundario
001
002              #define "R0S4 SBI0:1:2"
003
004
00002 ANAEIN     "definicao das entradas analogicas do merker
001
002              "analog entrada 0:
003
004              L PP195B113.0
005              = MB100.0
006              L PP195B113.8
007              = MB100.8
008
009
010              "analog entrada 1:
011
012              L PP195B114.0
013              = MB101.0
014              L PP195B114.8
015              = MB101.8
016
017
00003 EING       "definicao das LE4-entradas
001
002              "1. LE:
003
004              L PP192B1.0
005              = MB2.0
006              L PP192B2.0
007              = MB2.8
008
009
010              "2. LE:
011
012              L PP192B3.0
013              = MB3.0
014              L PP192B4.0
015              = MB3.8
016
017              "test:
018
019              L MW2.0
020              = MW2.0
021
022              L MW3.0
023              = MW3.0
024
025

```



```

00004 STARTDAT "dados para a programacao
001
002      L IFC
003      JCN FREISTR
004
005      L KW 409
006      = MW20.0          enchimento 1 (25%)
007
008      L KW 512
009      = MW21.0          enchimento com mistura 1 (25%)
010
011      L KW 90
012      = MW22.0          tempo de aeracao 1 em minutos
013
014      L KW 614
015      = MW24.0          enchimento com mistura 2 (25%)
016
017      L KW 50
018      = MW25.0          tempo de mistura 2 em minutos
019
020      L KW 70
021      = MW27.0          tempo de aeracao 2 em minutos
022
023      L KW 716
024      = MW29.0          enchimento com mistura 3 (25%)
025
026      L KW 30
027      = MW30.0          tempo de mistura 3 em minutos
028
029      L KW 120
030      = MW32.0          tempo de aeracao 3 em minutos
031
032      L KW 180
033      = MW34.0          tempo de sedimentacao em minutos
034
035      L KW 307
036      = MW36.0          esvaziamento
037
038
00005 FREISTR "condicoes para inicio
001
002      L I 0.1          bomba 1 auto
003      AN I 0.3          bomba 1 defeitos PKZ/thermistor
004
005      A I 0.9          bomba 3 auto
006      AN I 0.11          bomba 3 defeitos PKZ
007
008      A I 1.4          desligar-emergencia
009
010      AN I 1.6          boia-nivel minimo F4 seguranca
011
012      A M 2.1          compressor 1 auto
013      AN M 2.3          compressor 1 defeitos PKZ/thermistor
014
015      A M 2.9          agitador 1 auto
016      AN M 2.12          agitador 1 defeitos PKZ 1
017      AN M 2.13          agitador 1 defeitos PKZ 2

```

```

018          AN M 2.14          agitador 1 defeitos Thermistor
019
020          AN M 2.15          valvula 1 defeitos
021
022          A M 3.9             valvula 1 auto
023
024          = M 10.0            condicoes para inicio
025
026
00006 START    "inicio do ciclo
001
002          L I 1.5             boia-nivel maximo F1 inicio do ciclo
003          A M 10.0            condicoes para inicio
004          AN M 12.0           primeiro enchimento
005          AN M 12.1           primeira aeracao
006          AN M 12.2           segunda mistura
007          AN M 12.3           segunda aeracao
008          AN M 12.4           terceira mistura
009          AN M 12.5           terceira aeracao
010          AN M 12.6           sedimentacao
011          AN M 12.7           esvaziamento valvula aberta
012          AN M 12.8           esvaziamento valvula fechada
013          S M 12.0           primeiro enchimento
014
00007 FUELLPH1 "primeiro enchimento
001
002          L M 12.0            primeiro enchimento
003          JCN BELPH1
004
005          LN I 1.6            boia-nivel minimo F4 seguranca
006          = Q 0.0            bomba 1
007
008          L MW100.0           analog entrada 0: nivel do tanque 1
009          CP MW20.0           enchimento 1 (25%)
010          BLT BELPH1
011
012          L K 1
013          S Q 0.9            agitador 1 baixa rotacao
014
015          L MW100.0           analog entrada 0: nivel do tanque 1
016          CP MW21.0           enchimento com mistura 1 (25%)
017          BLT BELPH1
018
019          L K 1
020          R Q 0.0            bomba 1
021
022          L MW12.0            sequencia do ciclo
023          SHL
024          = MW12.0            sequencia do ciclo
025
026
00008 BELPH1    "primeira aeracao
001
002          L M 12.1            primeira aeracao
003          AN I 0.2            bomba 1 ligada
004          JCN DENIPH1
005

```

006	L K 1	
007	S Q 0.7	compressor 1
008		
009	L M 2.2	compressor 1 ligada
010	A M 2.10	agitador 1 baixa rotacao
011	JCN DENIPH1	
012		
013	L MW22.0	tempo de aeracao 1 em minutos
014	MUL KW 60	
015	= MW23.0	tempo de aeracao 1 em segundos
016		
017	TR0 -S	tempo de aeracao 1
018	[] S: K 1	
019	[] R:	
020	[] STOP:	
021	[w] I: MW23.0	tempo de aeracao 1 em segundos
022	[] EQ:	
023	[w] Q: MW200.0	
024		
025	L K 0	
026	= TR0 R	tempo de aeracao 1
027		
028	L TR0 EQ	tempo de aeracao 1
029	JCN DENIPH1	
030		
031	L K 1	
032	= TR0 R	tempo de aeracao 1
033		
034	L K 0	
035	= TR0 S	tempo de aeracao 1
036		
037	L MW12.0	sequencia do ciclo
038	SHL	
039	= MW12.0	sequencia do ciclo
040		
041		
00009 DENIPH1	"segunda mistura	
001		
002	L M 12.2	segunda mistura
003	JCN BELPH2	
004		
005	L K 1	
006	R Q 0.7	compressor 1
007	LN I 1.6	boia-nivel minimo F4 seguranca
008	= Q 0.0	bomba 1
009		
010	JCN BELPH2	
011		
012	CP0	mistura 1
013	[w] I1: MW100.0	analog entrada 0: nivel do tanque 1
014	[w] I2: MW24.0	enchimento com mistura 2 (25%)
015	[] GT:	
016	[] EQ:	
017	[] LT:	
018		
019	TR7 -S	tempo de integracao (nivel) 1
020	[] S: CP0 GT	mistura 1


```

021      [ ] R:
022      [ ] STOP:
023      [w] I:      KW 2
024      [ ] EQ:      M 13.0      tempo de nivel 1
025      [w] Q:      MW207.0
026
027      L M 13.0      tempo de nivel 1
028      R Q 0.0      bomba 1
029
030
031      L MW25.0      tempo de mistura 2 em minutos
032      MUL KW 60
033      = MW26.0      tempo de mistura 2 em segundos
034
035      TR1 -S      tempo de mistura 2
036      [ ] S:      K 1
037      [ ] R:
038      [ ] STOP:
039      [w] I:      MW26.0      tempo de mistura 2 em segundos
040      [ ] EQ:
041      [w] Q:      MW201.0
042
043      L K 0
044      = TR1 R      tempo de mistura 2
045
046      L TR1 EQ      tempo de mistura 2
047      AN I 0.2      bomba 1 ligada
048      JCN BELPH2
049
050      L K 1
051      = TR1 R      tempo de mistura 2
052
053      L K 0
054      = TR1 S      tempo de mistura 2
055
056      L MW12.0      sequencia do ciclo
057      SHL
058      = MW12.0      sequencia do ciclo
059
060
00010 BELPH2      "segunda aeracao
001
002      L M 12.3      segunda aeracao
003      JCN DENIPH2
004
005      L K 1
006      S Q 0.7      compressor 1
007
008      L MW27.0      tempo de aeracao 2 em minutos
009      MUL KW 60
010      = MW28.0      tempo de aeracao 2 em segundos
011
012      TR2 -S      tempo de aeracao 2
013      [ ] S:      K 1
014      [ ] R:
015      [ ] STOP:
016      [w] I:      MW28.0      tempo de aeracao 2 em segundos

```

```

017      [ ] EQ:
018      [w] Q:      MW202.0
019
020      L K 0
021      = TR2 R      tempo de aeracao 2
022
023      L TR2 EQ      tempo de aeracao 2
024      JCN DENIPH2
025
026      L K 1
027      = TR2 R      tempo de aeracao 2
028
029      L K 0
030      = TR2 S      tempo de aeracao 2
031
032      L MW12.0      sequencia do ciclo
033      SHL
034      = MW12.0      sequencia do ciclo
035
036
00011 DENIPH2      "terceira mistura
001
002      L M 12.4      terceira mistura
003      JCN BELPH3
004
005      L K 1
006      R Q 0.7      compressor 1
007
008      LN I 1.6      boia-nivel minimo F4 seguranca
009      = Q 0.0      bomba 1
010
011
012      CP1      mistura 2
013      [w] I1:      MW100.0      analog entrada 0: nivel do tanque 1
014      [w] I2:      MW29.0      enchimento com mistura 3 (25%)
015      [ ] GT:
016      [ ] EQ:
017      [ ] LT:
018
019      TR8 -S      tempo de integracao (nivel) 2
020      [ ] S:      CP1 GT      mistura 2
021      [ ] R:
022      [ ] STOP:
023      [w] I:      KW 2
024      [ ] EQ:      M 13.1      tempo de nivel 2
025      [w] Q:      MW208.0
026
027
028      L M 13.1      tempo de nivel 2
029      R Q 0.0      bomba 1
030
031
032      L MW30.0      tempo de mistura 3 em minutos
033      MUL KW 60
034      = MW31.0      tempo de mistura 3 em segundos
035
036      TR3 -S      tempo de mistura 3

```

```

037      [ ] S:      K 1
038      [ ] R:
039      [ ] STOP:
040      [w] I:      MW31.0      tempo de mistura 3 em segundos
041      [ ] EQ:
042      [w] Q:      MW203.0
043
044      L K 0
045      = TR3 R      tempo de mistura 3
046
047      L TR3 EQ      tempo de mistura 3
048      JCN BELPH3
049
050      L K 1
051      = TR3 R      tempo de mistura 3
052
053      L K 0
054      = TR3 S      tempo de mistura 3
055
056      L MW12.0      sequencia do ciclo
057      SHL
058      = MW12.0      sequencia do ciclo
059
060
00012 BELPH3      "terceira aeracao
001
002      L M 12.5      terceira aeracao
003      JCN ABSPH
004
005      L K 1
006      S Q 0.7      compressor 1
007
008      L MW32.0      tempo de aeracao 3 em minutos
009      MUL KW 60
010      = MW33.0      tempo de aeracao 3 em segundos
011
012      TR4 -S      tempo de aeracao 3
013      [ ] S:      K 1
014      [ ] R:
015      [ ] STOP:
016      [w] I:      MW33.0      tempo de aeracao 3 em segundos
017      [ ] EQ:
018      [w] Q:      MW204.0
019
020      L K 0
021      = TR4 R      tempo de aeracao 3
022
023      L TR4 EQ      tempo de aeracao 3
024      JCN ABSPH
025
026      L K 1
027      = TR4 R      tempo de aeracao 3
028
029      L K 0
030      = TR4 S      tempo de aeracao 3
031
032      L MW12.0      sequencia do ciclo

```



```

033          SHL
034          = MW12.0          sequencia do ciclo
035
036
00013 ABSPH  "sedimentacao
001
002          L M 12.6          sedimentacao
003          JCN DEKAPH1
004
005          L K 1
006          R Q 0.7          compressor 1
007          R Q 0.9          agitador 1 baixa rotacao
008
009          L MW34.0          tempo de sedimentacao em minutos
010          MUL KW 60
011          = MW35.0          tempo de sedimentacao em segundos
012
013          TR5 -S          tempo de sedimentacao
014          [ ] S: K 1
015          [ ] R:
016          [ ] STOP:
017          [w] I: MW35.0      tempo de sedimentacao em segundos
018          [ ] EQ:
019          [w] Q: MW205.0
020
021          L K 0
022          = TR5 R          tempo de sedimentacao
023
024          L TR5 EQ          tempo de sedimentacao
025          JCN DEKAPH1
026
027          L K 1
028          = TR5 R          tempo de sedimentacao
029
030          L K 0
031          = TR5 S          tempo de sedimentacao
032
033          L MW12.0          sequencia do ciclo
034          SHL
035          = MW12.0          sequencia do ciclo
036
037
00014 DEKAPH1 "esvaziamento valvula aberta
001
002          L M 12.7          esvaziamento valvula aberta
003          JCN DEKAPH2
004
005          LN M 3.10          valvula 1 aberta
006          = Q 0.13          valvula 1 aberta
007
008          CP10          valor esvaziamento
009          [w] I1: MW100.0      analog entrada 0: nivel do tanque 1
010          [w] I2: MW36.0      esvaziamento
011          [ ] GT:
012          [ ] EQ:
013          [ ] LT:
014

```

```

015          TR9  -S          tempo de integracao (nivel) 3
016          [ ] S:    CP10 LT  valor esvaziamento
017          [ ] R:
018          [ ] STOP:
019          [w] I:     KW 2
020          [ ] EQ:    M 13.2      tempo de nivel 3
021          [w] Q:     MW209.0
022
023          L M 13.2          tempo de nivel 3
024          JCN  DEKAPH2
025
026          L MW12.0          sequencia do ciclo
027          SHL
028          = MW12.0          sequencia do ciclo
029
030
00015 DEKAPH2  "esvaziamento valvula fechada
001
002          L M 12.8          esvaziamento valvula fechada
003          JCN  MELDUNG
004
005          L K  0
006          = Q 0.13          valvula 1 aberta
007
008          LN M 3.11         valvula 1 fechada
009          = Q 0.14         valvula 1 fechada
010
011          L M 3.11         valvula 1 fechada
012          JCN  MELDUNG
013
014          L KW 0
015          = MW12.0          sequencia do ciclo
016
017
00016 MELDUNG  "controle das luzes do painel
001
002          L I 0.2          bomba 1 ligada
003          L I 0.3          bomba 1 defeitos PKZ/thermistor
004          A FRQ1
005          XO
006          = Q 1.3          bomba 1 operacao/defeitos
007
008          L I 0.6          bomba 2 ligada
009          L I 0.7          bomba 2 defeitos PKZ/thermistor
010          A FRQ1
011          XO
012          = Q 1.4          bomba 2 operacao/defeitos
013
014          L I 0.10         bomba 3 ligada
015          L I 0.11         bomba 3 defeitos PKZ
016          A FRQ1
017          XO
018          = Q 1.5          bomba 3 operacao/defeitos
019
020          L I 0.14         bomba 4 ligada
021          L I 0.15         bomba 4 defeitos PKZ
022          A FRQ1

```

023	XO	
024	= Q 1.6	bomba 4 operacao/defeitos
025		
026	L I 1.2	bomba 5 ligada
027	L I 1.3	bomba 5 defeitos PKZ
028	A FRQ1	
029	XO	
030	= Q 1.7	bomba 5 operacao/defeitos
031		
032	L I 1.10	misturador 1 ligada
033	L I 1.11	misturador 1 defeitos PKZ
034	A FRQ1	
035	XO	
036	= Q 1.8	misturador 1 operacao/defeitos
037		
038	L I 1.14	misturador 2 ligada
039	L I 1.15	misturador 2 defeitos PKZ
040	A FRQ1	
041	XO	
042	= Q 1.9	misturador 2 operacao/defeitos
043		
044	L M 2.2	compressor 1 ligada
045	L M 2.3	compressor 1 defeitos PKZ/thermistor
046	A FRQ1	
047	XO	
048	= Q 1.10	compressor 1 operacao/defeitos
049		
050	L M 2.6	compressor 2 ligada
051	L M 2.7	compressor 2 defeitos PKZ/thermistor
052	A FRQ1	
053	XO	
054	= Q 1.11	compressor 2 operacao/defeitos
055		
056	L M 2.10	agitador 1 baixa rotacao
057	L M 2.12	agitador 1 defeitos PKZ 1
058	O M 2.14	agitador 1 defeitos Thermistor
059	A FRQ1	
060	XO	
061	= Q 1.12	agitador 1 baixa rotacao/defeitos
062		
063	L M 2.11	agitador 1 alta rotacao
064	L M 2.13	agitador 1 defeitos PKZ 2
065	O M 2.14	agitador 1 defeitos Thermistor
066	A FRQ1	
067	XO	
068	= Q 1.13	agitador 1 alta rotacao/defeitos
069		
070	L M 3.2	agitador 2 baixa rotacao
071	L M 3.4	agitador 2 defeitos PKZ 1
072	O M 3.6	agitador 2 defeitos thermistor
073	A FRQ1	
074	XO	
075	= Q 1.14	agitador 2 baixa rotacao/defeitos
076		
077	L M 3.3	agitador 2 alta rotacao
078	L M 3.5	agitador 2 defeitos PKZ 2
079	O M 3.6	agitador 2 defeitos thermistor

080	A FRQ1	
081	XO	
082	= Q 1.15	agitador 2 alta rotacao/defeitos
083		
084		
00017 ENDE	"	
001		
002	EP	

ANEXO 2

ENSAIOS COMPLEMENTARES

ESTRATÉGIA DE CICLO 1

Ciclo 1

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	738,0			27,6
DBO (mg/L)	580,0			8,0
pH	7,50			7,04
ST (mg/L)	812,0			728,0
SST (mg/L)	250,0			33,0
SDT (mg/L)	562,0			695,0
In Hoff 30'	1,0			0,0
In Hoff 45'	1,0			0,0
In Hoff 60'	1,0			0,0
Fósforo (mg/L)				5,4
Nitrito-N (mg/L)				0,03
Nitrato-N (mg/L)				9,93
Amônia-N (mg/L)				0,62
OD (mg/L)				5,5
Cloro (mg/L)				0,5
Turbidez				50,0
Cor				77,0
Temp. Ambiente	26,0			30,0
Temp. Amostra	25,5			26,5
Chuva - 24 h	s			s

Ciclo 2

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	612,0			26,8
DBO (mg/L)	230,0			14,6
pH	7,34			6,97
ST (mg/L)	708,0			740,0
SST (mg/L)	390,0			23,0
SDT (mg/L)	318,0			717,0
In Hoff 30'	1,5	700,0		0,0
In Hoff 45'	2,0	600,0		0,0
In Hoff 60'	2,0	550,0		0,0
Fósforo (mg/L)			4,5	5,4
Nitrito-N (mg/L)			0,4	0,06
Nitrato-N (mg/L)			54,0	11,51
Amônio-N (mg/L)			20,7	1,32
OD (mg/L)				5,2
Cloro (mg/L)				0,5
Turbidez				46,0
Cor				68,0
Temp. Ambiente	28,0			27,0
Temp. Amostra	26,0			25,0
Chuva - 24 h	s			s

Ciclo 3

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	825,0			34,4
DBO (mg/L)	350,0			31,2
pH	7,29			6,90
ST (mg/L)	1086,0			740,0
SST (mg/L)	610,0			39,0
SDT (mg/L)	476,0			701,0
In Hoff 30'	1,0	700,0		0,0
In Hoff 45'	1,0	650,0		0,0
In Hoff 60'	1,5	575,0		0,0
Fósforo (mg/L)			4,0	4,7
Nitrito-N (mg/L)			0,8	0,40
Nitrato-N (mg/L)			55,0	13,77
Amônia-N (mg/L)			4,3	1,01
OD (mg/L)				5,5
Cloro (mg/L)				0,5
Turbidez				70,0
Cor				94,0
Temp. Ambiente	27,0			26,0
Temp. Amostra	25,5			24,5
Chuva - 24 h	s			s

Ciclo 4

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	621,0			26,1
DBO (mg/L)	331,0			21,0
pH	7,34			6,83
ST (mg/L)	650,0			560,0
SST (mg/L)	320,0			41,0
SDT (mg/L)	330,0			519,0
In Hoff 30'	0,5	800,0		0,0
In Hoff 45'	0,8	750,0		0,0
In Hoff 60'	0,8	700,0		0,0
Fósforo (mg/L)			3,8	4,8
Nitrito-N (mg/L)			0,5	0,09
Nitrato-N (mg/L)			64,0	24,61
Amônia-N (mg/L)			7,6	1,01
OD (mg/L)				4,5
Cloro (mg/L)				0,5
Turbidez				57,0
Cor				89,0
Temp. Ambiente	26,0			25,0
Temp. Amostra	25,0			24,0
Chuva - 24 h	s			n

Ciclo 5

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	580,0			22,0
DBO (mg/L)	450,0			19,6
pH	7,43			6,9
ST (mg/L)	810,0			338,0
SST (mg/L)	320,0			33,0
SDT (mg/L)	490,0			305,0
In Hoff 30'	0,0			0,0
In Hoff 45'	0,0			0,0
In Hoff 60'	0,0			0,0
Fósforo (mg/L)			6,8	6,1
Nitrito-N (mg/L)			0,4	0,85
Nitrato-N (mg/L)			7,0	10,38
Amônia-N (mg/L)			8,2	0,77
OD (mg/L)				6,0
Cloro (mg/L)				0,5
Turbidez				23,0
Cor				38,0
Temp. Ambiente	28,0			27,0
Temp. Amostra	26,0			25,0
Chuva - 24 h	s			n

Ciclo 6

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	546,0			40,0
DBO (mg/L)	340,0			22,6
pH	7,52			6,8
ST (mg/L)	530,0			0,0
SST (mg/L)	330,0			0,0
SDT (mg/L)	200,0			0,0
In Hoff 30'	0,0	700,0		0,0
In Hoff 45'	0,0	600,0		0,0
In Hoff 60'	0,0	550,0		0,0
Fósforo (mg/L)			6,3	6,8
Nitrito-N (mg/L)			0,3	0,06
Nitrato-N (mg/L)			54,0	13,77
Amônia-N (mg/L)			11,8	0,07
OD (mg/L)				6,1
Cloro (mg/L)				0,8
Turbidez				33,0
Cor				42,0
Temp. Ambiente	27,0			29,0
Temp. Amostra	25,5			25,5
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 7

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	690,0			46,3
DBO (mg/L)	530,0			25,7
pH	7,23			6,88
ST (mg/L)	690,0			300,0
SST (mg/L)	320,0			5,0
SDT (mg/L)	370,0			295,0
In Hoff 30'	0,0	850,0		0,0
In Hoff 45'	0,0	800,0		0,0
In Hoff 60'	0,0	750,0		0,0
Fósforo (mg/L)			5,6	5,5
Nitrito-N (mg/L)			0,2	0,03
Nitrato-N (mg/L)			48,0	14,68
Amônia-N (mg/L)			10,4	0,08
OD (mg/L)				6,0
Cloro (mg/L)				0,5
Turbidez				15,0
Cor				29,0
Temp. Ambiente	29,0			26,0
Temp. Amostra	26,0			24,5
Chuva - 24 h	n			s

Ciclo 8

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	1434,0			31,0
DBO (mg/L)	520,0			9,4
pH	7,39			7,08
ST (mg/L)	922,0			682,0
SST (mg/L)	476,0			11,0
SDT (mg/L)	446,0			671,0
In Hoff 30'	12,0			0,0
In Hoff 45'	15,0			0,0
In Hoff 60'	18,0			0,0
Fósforo (mg/L)			5,5	4,9
Nitrito-N (mg/L)			0,6	0,06
Nitrato-N (mg/L)			26,0	14,90
Amônia-N (mg/L)			5,0	0,07
OD (mg/L)				6,5
Cloro (mg/L)				2,0
Turbidez				14,0
Cor				22,0
Temp. Ambiente	26,0			28,0
Temp. Amostra	25,0			25,0
Chuva - 24 h	s			s

Ciclo 9

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	729,0			38,0
DBO (mg/L)	334,0			27,0
pH	7,36			7,03
ST (mg/L)	828,0			456,0
SST (mg/L)	350,0			7,0
SDT (mg/L)	478,0			449,0
In Hoff 30'	0,0	700,0		0,0
In Hoff 45'	0,5	650,0		0,0
In Hoff 60'	0,8	600,0		0,0
Fósforo (mg/L)			4,9	4,4
Nitrito-N (mg/L)			0,3	0,00
Nitrato-N (mg/L)			33,0	16,03
Amônia-N (mg/L)			10,5	0,15
OD (mg/L)				5,8
Cloro (mg/L)				1,5
Turbidez				18,0
Cor				29,0
Temp. Ambiente	28,0			25,0
Temp. Amostra	25,5			24,0
Chuva - 24 h	s			s

Ciclo 10

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	803,0			22,9
DBO (mg/L)	660,0			18,0
pH	7,18			6,96
ST (mg/L)	474,0			623,0
SST (mg/L)	340,0			37,0
SDT (mg/L)	134,0			586,0
In Hoff 30'	0,5	780,0		0,0
In Hoff 45'	1,0	700,0		0,0
In Hoff 60'	1,0	625,0		0,0
Fósforo (mg/L)			4,5	4,8
Nitrito-N (mg/L)			0,6	0,06
Nitrato-N (mg/L)			41,0	11,97
Amônia-N (mg/L)			2,8	0,07
OD (mg/L)				6,2
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				26,0
Cor				31,0
Temp. Ambiente	28,0			26,0
Temp. Amostra	27,0			24,0
Chuva - 24 h	n			s

Ciclo 11

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	1176,0			27,2
DBO (mg/L)	510,0			10,0
pH	7,20			7,09
ST (mg/L)	825,0			498,0
SST (mg/L)	370,0			6,0
SDT (mg/L)	455,0			492,0
ln Hoff 30'	12,0	775,0		0,0
ln Hoff 45'	15,0	700,0		0,0
ln Hoff 60'	18,0	575,0		0,0
Fósforo (mg/L)			4,9	4,3
Nitrito-N (mg/L)			0,03	0,12
Nitrato-N (mg/L)			12,6	9,70
Amônia-N (mg/L)			0,0	0,00
OD (mg/L)				5,8
Cloro (mg/L)				2,0
Turbidez				10,0
Cor				15,0
Temp. Ambiente	26,0			28,0
Temp. Amostra	25,0			25,0
Chuva - 24 h	s			n

Ciclo 12

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	516,0			19,7
DBO (mg/L)	494,0			6,8
pH	7,38			6,59
ST (mg/L)	730,0			560,0
SST (mg/L)	360,0			12,0
SDT (mg/L)	370,0			548,0
ln Hoff 30'	30,0	700,0		0,0
ln Hoff 45'	30,0	600,0		0,0
ln Hoff 60'	30,0	580,0		0,0
Fósforo (mg/L)			5,2	4,5
Nitrito-N (mg/L)			0,6	0,06
Nitrato-N (mg/L)			108,0	20,09
Amônia-N (mg/L)			0,5	0,08
OD (mg/L)				6,1
Cloro (mg/L)				0,5
Turbidez				5,0
Cor				10,0
Temp. Ambiente	28,0			27,0
Temp. Amostra	25,5			25,0
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 13

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	516,0			12,5
DBO (mg/L)	410,0			5,0
pH	7,31			6,78
ST (mg/L)	730,0			552,0
SST (mg/L)	360,0			11,0
SDT (mg/L)	370,0			541,0
ln Hoff 30'	0,0	750,0		0,0
ln Hoff 45'	0,0	650,0		0,0
ln Hoff 60'	0,0	580,0		0,0
Fósforo (mg/L)			6,3	6,1
Nitrito-N (mg/L)			0,4	0,03
Nitrato-N (mg/L)			79,0	19,19
Amônia-N (mg/L)			31,0	0,00
OD (mg/L)				6,1
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				4,0
Cor				8,0
Temp. Ambiente	27,0			28,0
Temp. Amostra	25,5			25,0
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 14

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	864,0			41,0
DBO (mg/L)	400,0			11,4
pH	7,43			6,59
ST (mg/L)	1190,0			928,0
SST (mg/L)	470,0			33,0
SDT (mg/L)	720,0			895,0
ln Hoff 30'	2,0	675,0		0,0
ln Hoff 45'	2,0	600,0		0,0
ln Hoff 60'	4,0	500,0		0,0
Fósforo (mg/L)			5,1	5,9
Nitrito-N (mg/L)			5,2	0,27
Nitrato-N (mg/L)			64,0	24,61
Amônia-N (mg/L)			4,5	0,07
OD (mg/L)				6,3
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				23,0
Cor				35,0
Temp. Ambiente	28,0			29,0
Temp. Amostra	26,0			25,5
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 15

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	762,0			40,9
DBO (mg/L)	330,0			7,7
pH	7,41			6,75
ST (mg/L)	566,0			574,0
SST (mg/L)	480,0			11,0
SDT (mg/L)	86,0			563,0
In Hoff 30'	1,0	650,0		0,0
In Hoff 45'	2,0	580,0		0,0
In Hoff 60'	2,0	500,0		0,0
Fósforo (mg/L)			4,7	5,7
Nitrato-N (mg/L)			1,5	0,00
Nitrato-N (mg/L)			18,0	14,45
Amônia-N (mg/L)			2,0	0,07
OD (mg/L)				6,5
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				29,0
Cor				44,0
Temp. Ambiente	29,5			28,0
Temp. Amostra	28,5			25,0
Chuva - 24 h	s			n

Ciclo 16

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	657,0			29,1
DBO (mg/L)	350,0			8,2
pH	7,46			6,84
ST (mg/L)	534,0			0,0
SST (mg/L)	110,0			0,0
SDT (mg/L)	424,0			0,0
In Hoff 30'	0,0	750,0		0,0
In Hoff 45'	0,0	600,0		0,0
In Hoff 60'	0,0	550,0		0,0
Fósforo (mg/L)			5,4	5,9
Nitrato-N (mg/L)			0,2	0,15
Nitrato-N (mg/L)			14,0	15,12
Amônia-N (mg/L)			12,0	0,15
OD (mg/L)				6,2
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				8,0
Cor				17,0
Temp. Ambiente	28,0			26,0
Temp. Amostra	25,5			24,5
Chuva - 24 h	n			n

ESTRATÉGIA DE CICLO 2

Ciclo 1

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	717,0			39,2
DBO (mg/L)	310,0			28,0
pH	7,39			6,79
ST (mg/L)	0,0			596,0
SST (mg/L)	0,0			30,0
SDT (mg/L)	0,0			566,0
In Hoff 30'	1,0	0,0		0,0
In Hoff 45'	1,0	0,0		0,0
In Hoff 60'	1,0	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			5,2	5,7
Nitrito-N (mg/L)			1,8	0,00
Nitrato-N (mg/L)			35,0	18,29
Amônia-N (mg/L)			4,5	1,24
OD (mg/L)				6,2
Cloro (mg/L)				1,5
Turbidez				36,0
Cor				58,0
Temp. Ambiente	26,0			26,0
Temp. Amostra	25,0			24,5
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 2

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	600,0			64,6
DBO (mg/L)	420,0			34,0
pH	7,48			6,87
ST (mg/L)	800,0			674,0
SST (mg/L)	560,0			62,0
SDT (mg/L)	240,0			612,0
In Hoff 30'	1,0	750,0		0,0
In Hoff 45'	2,0	700,0		0,0
In Hoff 60'	2,0	650,0		0,0
Fósforo (mg/L)			4,8	5,7
Nitrito-N (mg/L)			0,8	0,64
Nitrato-N (mg/L)			8,0	12,87
Amônia-N (mg/L)			7,2	0,00
OD (mg/L)				6,2
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				50,0
Cor				73,0
Temp. Ambiente	26,0			27,0
Temp. Amostra	25,0			25,0
Chuva - 24 h	n			s

Ciclo 3

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	522,0			41,4
DBO (mg/L)	260,0			11,3
pH	7,48			6,85
ST (mg/L)	500,0			744,0
SST (mg/L)	300,0			13,0
SDT (mg/L)	200,0			731,0
In Hoff 30'	10,0	750,0		0,0
In Hoff 45'	13,0	700,0		0,0
In Hoff 60'	15,0	650,0		0,0
Fósforo (mg/L)			4,5	4,9
Nitrito-N (mg/L)			0,0	0,03
Nitrato-N (mg/L)			34,0	16,26
Amônia-N (mg/L)			4,4	0,07
OD (mg/L)				6,9
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				39,0
Cor				58,0
Temp. Ambiente	27,0			27,0
Temp. Amostra	25,5			25,0
Chuva - 24 h	s			n

Ciclo 4

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	603,0			36,0
DBO (mg/L)	210,0			13,4
pH	7,43			6,72
ST (mg/L)	940,0			627,0
SST (mg/L)	380,0			22,0
SDT (mg/L)	560,0			605,0
In Hoff 30'	15,0	800,0		0,0
In Hoff 45'	17,0	750,0		0,0
In Hoff 60'	20,0	650,0		0,0
Fósforo (mg/L)			4,2	5,2
Nitrito-N (mg/L)			0,8	0,00
Nitrato-N (mg/L)			58,0	11,29
Amônia-N (mg/L)			7,3	0,31
OD (mg/L)				5,2
Cloro (mg/L)				1,5
Turbidez				10,0
Cor				16,0
Temp. Ambiente	27,0			27,0
Temp. Amostra	25,5			25,0
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 5

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	657,0			30,4
DBO (mg/L)	360,0			15,7
pH	7,38			6,83
ST (mg/L)	852,0			600,0
SST (mg/L)	376,0			14,0
SDT (mg/L)	476,0			586,0
In Hoff 30'	10,0	850,0		0,0
In Hoff 45'	15,0	775,0		0,0
In Hoff 60'	18,0	700,0		0,0
Fósforo (mg/L)			6,2	6,1
Nitrito-N (mg/L)			0,0	0,06
Nitrato-N (mg/L)			9,0	20,32
Amônia-N (mg/L)			11,0	0,63
OD (mg/L)				6,2
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				16,0
Cor				23,0
Temp. Ambiente	26,0			29,0
Temp. Amostra	25,0			25,5
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 6

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	648,0			29,3
DBO (mg/L)	350,0			9,4
pH	7,32			6,78
ST (mg/L)	760,0			0,0
SST (mg/L)	370,0			0,0
SDT (mg/L)	390,0			0,0
In Hoff 30'	4,0	850,0		0,0
In Hoff 45'	6,0	775,0		0,0
In Hoff 60'	6,0	740,0		0,0
Fósforo (mg/L)			5,2	5,1
Nitrito-N (mg/L)			0,4	0,09
Nitrato-N (mg/L)			17,0	14,22
Amônia-N (mg/L)			11,4	0,55
OD (mg/L)				6,2
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				20,0
Cor				37,0
Temp. Ambiente	29,0			29,0
Temp. Amostra	26,0			25,5
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 7

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	732,0			26,2
DBO (mg/L)	310,0			4,3
pH	7,37			6,86
ST (mg/L)	723,0			0,0
SST (mg/L)	374,0			0,0
SDT (mg/L)	349,0			0,0
In Hoff 30'	5,0	0,0		0,0
In Hoff 45'	7,0	0,0		0,0
In Hoff 60'	8,0	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			3,8	5,0
Nitrito-N (mg/L)			0,4	0,06
Nitrato-N (mg/L)			11,0	14,45
Amônia-N (mg/L)			3,9	0,15
OD (mg/L)				6,1
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				15,0
Cor				28,0
Temp. Ambiente	29,0			27,0
Temp. Amostra	26,5			25,0
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 8

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	771,0			29,9
DBO (mg/L)	340,0			14,5
pH	7,31			6,87
ST (mg/L)	727,0			592,0
SST (mg/L)	289,0			24,0
SDT (mg/L)	438,0			568,0
In Hoff 30'	1,0	800,0		0,0
In Hoff 45'	1,5	750,0		0,0
In Hoff 60'	2,0	700,0		0,0
Fósforo (mg/L)			0,0	5,8
Nitrito-N (mg/L)			0,0	0,06
Nitrato-N (mg/L)			0,0	13,55
Amônia-N (mg/L)			0,0	0,31
OD (mg/L)				6,1
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				14,0
Cor				22,0
Temp. Ambiente	27,0			27,0
Temp. Amostra	25,5			25,0
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 9

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	618,0			31,8
DBO (mg/L)	360,0			21,9
pH	7,45			6,89
ST (mg/L)	712,0			527,0
SST (mg/L)	430,0			19,0
SDT (mg/L)	282,0			508,0
In Hoff 30'	0,5	0,0		0,0
In Hoff 45'	1,0	0,0		0,0
In Hoff 60'	1,0	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			0,0	4,8
Nitrito-N (mg/L)			0,0	0,06
Nitrato-N (mg/L)			0,0	14,27
Amônia-N (mg/L)			0,0	0,15
OD (mg/L)				6,1
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				19,0
Cor				35,0
Temp. Ambiente	27,0			28,0
Temp. Amostra	25,5			25,5
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 10

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	774,0			37,3
DBO (mg/L)	420,0			22,4
pH	7,43			6,89
ST (mg/L)	721,0			612,0
SST (mg/L)	292,0			37,0
SDT (mg/L)	429,0			575,0
In Hoff 30'	0,0	800,0		0,0
In Hoff 45'	0,0	750,0		0,0
In Hoff 60'	0,0	700,0		0,0
Fósforo (mg/L)			4,1	4,4
Nitrito-N (mg/L)			0,4	0,06
Nitrato-N (mg/L)			27,0	14,68
Amônia-N (mg/L)			2,9	0,07
OD (mg/L)				6,0
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				42,0
Cor				76,0
Temp. Ambiente	28,0			27,0
Temp. Amostra	26,0			25,0
Chuva - 24 h	n			s

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	834,0			40,0
DBO (mg/L)	450,0			22,6
pH	7,52			6,91
ST (mg/L)	721,0			592,0
SST (mg/L)	299,0			21,0
SDT (mg/L)	422,0			571,0
In Hoff 30'	0,5	0,0		0,0
In Hoff 45'	0,5	0,0		0,0
In Hoff 60'	1,0	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			4,1	3,6
Nitrito-N (mg/L)			0,4	0,06
Nitrato-N (mg/L)			29,0	12,64
Amônia-N (mg/L)			0,9	0,07
OD (mg/L)				6,2
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				27,0
Cor				46,0
Temp. Ambiente	27,0			29,0
Temp. Amostra	25,5			25,5
Chuva - 24 h	s			n

ESTRATÉGIA DE CICLO 3

Ciclo 1

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	513,0			23,2
DBO (mg/L)	450,0			7,0
pH	7,35			6,49
ST (mg/L)	724,0			682,0
SST (mg/L)	400,0			11,0
SDT (mg/L)	324,0			671,0
In Hoff 30'	6,0	0,0		0,0
In Hoff 45'	7,0	0,0		0,0
In Hoff 60'	10,0	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			6,1	5,6
Nitrito-N (mg/L)			0,4	0,09
Nitrato-N (mg/L)			105,0	24,84
Amônia-N (mg/L)			0,1	0,00
OD (mg/L)				6,1
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				29,0
Cor				49,0
Temp. Ambiente	23,0			25,0
Temp. Amostra	21,5			24,0
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 3

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	642,0			28,8
DBO (mg/L)	350,0			9,3
pH	7,32			6,57
ST (mg/L)	619,0			571,0
SST (mg/L)	212,0			22,0
SDT (mg/L)	407,0			549,0
In Hoff 30'	1,5	0,0		0,0
In Hoff 45'	2,0	0,0		0,0
In Hoff 60'	2,5	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			5,1	5,9
Nitrito-N (mg/L)			0,20	0,06
Nitrato-N (mg/L)			54,0	21,68
Amônia-N (mg/L)			1,4	0,07
OD (mg/L)				6,9
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				23,0
Cor				40,0
Temp. Ambiente	24,0			24,0
Temp. Amostra	25,0			24,0
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 4

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	519,0			24,2
DBO (mg/L)	300,0			7,0
pH	7,44			6,63
ST (mg/L)	750,0			560,0
SST (mg/L)	360,0			14,0
SDT (mg/L)	390,0			546,0
In Hoff 30'	0,0	0,0		0,0
In Hoff 45'	0,0	0,0		0,0
In Hoff 60'	0,5	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			0,0	5,9
Nitrito-N (mg/L)			0,0	-
Nitrato-N (mg/L)			0,0	18,52
Amônia-N (mg/L)			0,0	-
OD (mg/L)				6,4
Cloro (mg/L)				0,5
Turbidez				11,0
Cor				27,0
Temp. Ambiente	24,0			26,0
Temp. Amostra	24,5			25,0
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 5

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	636,0			46,8
DBO (mg/L)	390,0			20,0
pH	7,39			6,43
ST (mg/L)	749,0			688,0
SST (mg/L)	328,0			21,0
SDT (mg/L)	421,0			667,0
In Hoff 30'	1,0			0,0
In Hoff 45'	1,0			0,0
In Hoff 60'	2,0			0,0
Fósforo (mg/L)				0,0
Nitrito-N (mg/L)				0,0
Nitrato-N (mg/L)				0,0
Amônia-N (mg/L)				0,0
OD (mg/L)				6,6
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				40,0
Cor				63,0
Temp. Ambiente	26,0			25,0
Temp. Amostra	25,5			24,0
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 6

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	642,0			11,2
DBO (mg/L)	370,0			9,8
pH	7,40			6,50
ST (mg/L)	880,0			670,0
SST (mg/L)	580,0			42,0
SDT (mg/L)	300,0			628,0
In Hoff 30'	1,5	0,0		0,0
In Hoff 45'	1,5	0,0		0,0
In Hoff 60'	2,0	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			6,2	0,0
Nitrito-N (mg/L)			0,1	0,0
Nitrato-N (mg/L)			59,0	0,0
Amônia-N (mg/L)			0,2	0,0
OD (mg/L)				6,4
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				53,0
Cor				84,0
Temp. Ambiente	25,0			26,0
Temp. Amostra	24,5			24,5
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 7

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	549,0			31,1
DBO (mg/L)	360,0			8,8
pH	7,39			6,53
ST (mg/L)	722,0			629,0
SST (mg/L)	560,0			47,0
SDT (mg/L)	162,0			582,0
In Hoff 30'	0,5	0,0		0,0
In Hoff 45'	1,0	0,0		0,0
In Hoff 60'	1,0	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			0,0	0,0
Nitrito-N (mg/L)			0,0	0,0
Nitrato-N (mg/L)			0,0	0,0
Amônia-N (mg/L)			0,0	0,0
OD (mg/L)				6,7
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				39,0
Cor				58,0
Temp. Ambiente	26,0			25,0
Temp. Amostra	25,0			24,0
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 8

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	510,0			14,6
DBO (mg/L)	190,0			4,8
pH	7,33			6,67
ST (mg/L)	721,0			591,0
SST (mg/L)	373,0			27,0
SDT (mg/L)	348,0			564,0
In Hoff 30'	1,0	0,0		0,0
In Hoff 45'	1,5	0,0		0,0
In Hoff 60'	2,5	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			0,0	0,0
Nitrato-N (mg/L)			0,0	0,0
Nitrato-N (mg/L)			0,0	0,0
Amônia-N (mg/L)			0,0	0,0
OD (mg/L)				6,5
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				23,0
Cor				41,0
Temp. Ambiente	25,0			23,0
Temp. Amostra	24,5			24,5
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 10

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	816,0			24,9
DBO (mg/L)	450,0			4,8
pH	7,39			6,14
ST (mg/L)	697,0			527,0
SST (mg/L)	290,0			29,0
SDT (mg/L)	407,0			498,0
In Hoff 30'	1,0	0,0		0,0
In Hoff 45'	1,0	0,0		0,0
In Hoff 60'	1,5	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			0,0	0,0
Nitrato-N (mg/L)			0,0	0,0
Nitrato-N (mg/L)			0,0	0,0
Amônia-N (mg/L)			0,0	0,0
OD (mg/L)				6,7
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				28,0
Cor				45,0
Temp. Ambiente	25,0			23,0
Temp. Amostra	25,0			24,0
Chuva - 24 h	n			s

Ciclo 11

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	1074,0			34,4
DBO (mg/L)	780,0			20,6
pH	6,92			6,04
ST (mg/L)	1290,0			627,0
SST (mg/L)	1090,0			32,0
SDT (mg/L)	200,0			595,0
In Hoff 30'	1,0	0,0		0,0
In Hoff 45'	1,5	0,0		0,0
In Hoff 60'	2,0	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			0,0	0,0
Nitrito (mg/L)			0,0	0,0
Nitrato (mg/L)			0,0	0,0
Amônio (mg/L)			0,0	0,0
OD (mg/L)				6,4
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				19,0
Cor				46,0
Temp. Ambiente	23,0			24,0
Temp. Amostra	24,5			24,5
Chuva - 24 h	s			n

Ciclo 12

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	543,0			21,0
DBO (mg/L)	320,0			6,0
pH	7,23			6,16
ST (mg/L)	840,0			629,0
SST (mg/L)	292,0			22,0
SDT (mg/L)	548,0			607,0
In Hoff 30'	0,0	0,0		0,0
In Hoff 45'	0,0	0,0		0,0
In Hoff 60'	0,0	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			0,0	0,0
Nitrito-N (mg/L)			0,0	0,0
Nitrato-N (mg/L)			0,0	0,0
Amônia-N (mg/L)			0,0	0,0
OD (mg/L)				6,5
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				23,0
Cor				40,0
Temp. Ambiente	24,0			24,0
Temp. Amostra	24,5			24,0
Chuva - 24 h	n			n

ESTRATÉGIA DE CICLO 4

Ciclo 1

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	870,0			23,6
DBO (mg/L)	610,0			14,8
pH	7,46			6,26
ST (mg/L)	798,0			528,0
SST (mg/L)	560,0			12,0
SDT (mg/L)	238,0			516,0
In Hoff 30'	1,0	0,0		0,0
In Hoff 45'	1,5	0,0		0,0
In Hoff 60'	1,5	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			6,9	5,6
Nitrito-N (mg/L)			0,7	0,1
Nitrato-N (mg/L)			151,0	38,61
Amônia-N (mg/L)			2,3	0,4
OD (mg/L)				6,2
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				26,0
Cor				47,0
Temp. Ambiente	19,0			20,0
Temp. Amostra	20,5			21,0
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 2

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	579,0			23,6
DBO (mg/L)	380,0			7,2
pH	7,43			5,85
ST (mg/L)	734,0			597,0
SST (mg/L)	311,0			27,0
SDT (mg/L)	423,0			570,0
In Hoff 30'	2,0	0,0		0,0
In Hoff 45'	2,0	0,0		0,0
In Hoff 60'	2,5	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			5,8	5,7
Nitrito-N (mg/L)			0,4	0,09
Nitrato-N (mg/L)			91,0	33,19
Amônia-N (mg/L)			2,9	0,15
OD (mg/L)				6,9
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				20,0
Cor				33,0
Temp. Ambiente	20,0			22,0
Temp. Amostra	21,5			22,5
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 3

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	876,0			18,2
DBO (mg/L)	474,0			10,4
pH	7,47			5,69
ST (mg/L)	749,0			529,0
SST (mg/L)	311,0			15,0
SDT (mg/L)	438,0			514,0
In Hoff 30'	2,5	0,0		0,0
In Hoff 45'	3,5	0,0		0,0
In Hoff 60'	5,0	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			6,2	7,8
Nitrito-N (mg/L)			0,3	0,33
Nitrato-N (mg/L)			119,0	35,67
Amônia-N (mg/L)			4,7	1,01
OD (mg/L)				6,4
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				19,0
Cor				37,0
Temp. Ambiente	20,0			20,0
Temp. Amostra	21,0			21,0
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 5

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	882,0			47,8
DBO (mg/L)	460,0			15,0
pH	7,34			6,39
ST (mg/L)	1018,0			629,0
SST (mg/L)	380,0			12,0
SDT (mg/L)	638,0			617,0
In Hoff 30'	1,0	0,0		0,0
In Hoff 45'	1,5	0,0		0,0
In Hoff 60'	2,0	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			5,8	5,2
Nitrito-N (mg/L)			0,7	0,18
Nitrato-N (mg/L)			43,0	22,35
Amônia-N (mg/L)			5,7	0,39
OD (mg/L)				6,2
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				33,0
Cor				61,0
Temp. Ambiente	20,0			19,0
Temp. Amostra	21,5			20,5
Chuva - 24 h	n			s

Ciclo 6

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	813,0			49,0
DBO (mg/L)	410,0			20,5
pH	7,37			6,27
ST (mg/L)	921,0			602,0
SST (mg/L)	317,0			27,0
SDT (mg/L)	604,0			575,0
In Hoff 30'	1,5	0,0		0,0
In Hoff 45'	1,5	0,0		0,0
In Hoff 60'	2,0	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			5,4	5,3
Nitrito-N (mg/L)			0,8	0,18
Nitrato-N (mg/L)			37,0	23,25
Amônia-N (mg/L)			2,4	0,08
OD (mg/L)				6,4
Cloro (mg/L)				1,5
Turbidez				34,0
Cor				67,0
Temp. Ambiente	19,0			21,0
Temp. Amostra	20,5			21,5
Chuva - 24 h	s			n

Ciclo 8

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	774,0			54,8
DBO (mg/L)	430,0			17,8
pH	7,41			6,40
ST (mg/L)	729,0			601,0
SST (mg/L)	290,0			39,0
SDT (mg/L)	439,0			562,0
In Hoff 30'	1,5	0,0		0,0
In Hoff 45'	1,5	0,0		0,0
In Hoff 60'	2,5	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			6,3	4,8
Nitrito-N (mg/L)			0,8	0,09
Nitrato-N (mg/L)			59,0	22,13
Amônia-N (mg/L)			3,6	1,01
OD (mg/L)				6,5
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				37,0
Cor				68,0
Temp. Ambiente	20,0			21,0
Temp. Amostra	21,5			21,0
Chuva - 24 h	n			n

Ciclo 10

147

parâmetros físico/químicos	ENTRADA (afluente)	SBR		FINAL
		SBR2-m	SBR2-s	
DQO (mg/L)	825,0			14,1
DBO (mg/L)	670,0			10,8
pH	7,48			6,29
ST (mg/L)	729,0			408,0
SST (mg/L)	312,0			17,0
SDT (mg/L)	417,0			391,0
In Hoff 30'	1,0	0,0		0,0
In Hoff 45'	2,0	0,0		0,0
In Hoff 60'	2,5	0,0		0,0
Fósforo (mg/L)			8,2	7,4
Nitrato (mg/L)			0,9	0,36
Nitrato (mg/L)			101,0	40,64
Amônio (mg/L)			5,3	0,93
OD (mg/L)				6,4
Cloro (mg/L)				1,0
Turbidez				20,0
Cor				38,0
Temp. Ambiente	16,0			19,0
Temp. Amostra	20,0			20,5
Chuva - 24 h	s			n