

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
FACULDADE DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL

REMOÇÃO DE NUTRIENTES EM REATORES SEQUENCIAIS DE BATELADA
(RSB)

PAULO CELSO DOS REIS GOMES

ORIENTADOR: MARCO ANTONIO ALMEIDA DE SOUZA

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO EM TECNOLOGIA AMBIENTAL E RECURSOS
HÍDRICOS

PUBLICAÇÃO: MTARH.DM - 002A/97

BRASÍLIA / DF
AGOSTO DE 1997

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
FACULDADE DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL

REMOÇÃO DE NUTRIENTES EM REATORES SEQUENCIAIS DE BATELADA
(RSB)

PAULO CELSO DOS REIS GOMES

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO SUBMETIDA AO DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL DA UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE.

APROVADO POR:

MARCO ANTONIO ALMEIDA DE SOUZA, PhD (UnB)
(ORIENTADOR)

RICARDO SILVEIRA BERNARDES, PhD (UnB)
(EXAMINADOR INTERNO)

EUGÊNIO FORESTI, DSc (USP)
(EXAMINADOR EXTERNO)

DATA: BRASÍLIA / DF, 12 AGOSTO de 1997

FICHA CATALOGRÁFICA

GOMES, PAULO CELSO DOS REIS

Remoção de nutrientes em reatores seqüenciais de batelada (RSB). [Distrito Federal] 1997

xii, 90p., 210 x 297 mm (ENC/FT/UnB, Mestre, Tecnologia Ambiental e Recursos hídricos, 1997)

Dissertação de Mestrado - Universidade de Brasília. Faculdade de Tecnologia. Departamento de Engenharia Civil.

1. RSB

3. Fósforo e Nitrogênio

I. ENC/FT/UnB

2. Batelada

4. Remoção de Nutrientes

II. Título (Série)

REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

GOMES, P.C.R. (1997). **REMOÇÃO DE NUTRIENTES EM REATORES SEQUENCIAIS DE BATELADA (RSB)**. Dissertação de Mestrado, Publicação MTARH.DM-002A/97, Departamento de Engenharia Civil, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 90p.

CESSÃO DE DIREITOS

NOME DO AUTOR: Paulo Celso dos Reis Gomes

TÍTULO DA DISSERTAÇÃO DE MESTRADO: Remoção de nutrientes em reatores seqüenciais de batelada (RSB).

GRAU: Mestre em Ciências **ANO:** 1997

É concedida à Universidade de Brasília a permissão para reproduzir cópias desta dissertação de mestrado e para emprestar ou vender tais cópias somente para propósitos acadêmicos e científicos. O autor reserva outros direitos de publicação e nenhuma parte desta dissertação de mestrado pode ser reproduzida sem a autorização por escrito do autor.

Paulo Celso dos Reis Gomes

**Cond. Jardim Botânico 5, quadra A, casa 7, Lago Sul
CEP - 71600-000 Brasília/DF - Brasil**

DEDICATÓRIA

Dedico esta dissertação aos meus pais *José Reis e Therezinha Capilé*, sem os quais não teria sido possível a concretização desse projeto. À minha esposa *Leany* e aos meus filhos *Phillipo, Paola e Thiago*, por todo carinho, apoio e compreensão durante a elaboração desse trabalho, dando o suporte necessário e um motivo maior pelo qual atingir as metas traçadas.

AGRADECIMENTOS

Ao Professor Marco Antonio Almeida de Souza, pela paciência e disponibilidade, qualidades que fizeram possível desenvolver o experimento de maneira satisfatória, transformando problemas em idéias e sugestões;

Ao Professor Ricardo Bernardes, pela ajuda, orientação e apoio constantes nas horas de necessidade;

Aos Professores do Curso de Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos do Departamento de Engenharia Civil, pelo incentivo à dissertação;

Aos colegas da turma de 1995, Carine, Ercília, Gustavo, Mauro e Maurício, e aos demais colegas do Mestrado pelo excelente convívio no ambiente acadêmico;

Aos técnicos André Luiz Lopes Sinoti e Antônio Cândido Ribeiro (*Boy*), do Laboratório de Análise de Águas e Esgotos (Departamento de Engenharia Civil), pelo constante interesse em colaborar com o projeto em suas fases de construção e operação;

Ao Diretor de Operações da ETE Norte, Engenheiro Maurício Ludovice, que facilitou o acesso às instalações da estação para a coleta de lodo e água residuária, e ao Químico Carlos Eduardo Borges Pereira, Chefe da Seção de Desenvolvimento e Controle de Qualidade da ETE Norte, que propiciou o acesso ao laboratório de análises da estação, onde foi possível o aperfeiçoamento das atividades e metodologias envolvidas na realização de ensaios de águas residuárias;

Aos amigos Flávio Márcio Berçott, Wells Moura Trigueiro, Bruno Wurmbauer e Ricardo Vasconcelos Pessoa pela ajuda quando o computador foi o problema;

Aos colegas Paulo Venuto, Hélio Barros, André Petitinga, Adalberto Magalhães, Lourival Pereira e Ademir Lobo pela colaboração;

À toda a minha família, que me incentivou durante todo o curso e, especialmente, nesse último período, durante o qual foi executado o experimento, demonstrando compreensão pelas horas ausentes;

RESUMO

Os RSBs (Reatores Sequenciais de Batelada) ou SBRs (do inglês "Sequencing Batch Reactor") constituem-se em uma alternativa importante de tratamento de águas residuárias, podendo ser utilizados para remoção biológica de nutrientes com vantagem sobre os sistemas convencionais.

O presente documento contém o resultado de uma pesquisa cujos objetivos foram: construir um RSB automatizado em escala de bancada, estudar a potencialidade de remoção biológica de nutrientes dos esgotos pelo emprego de RSB, e verificar as condições operacionais adequadas à remoção de nutrientes dos esgotos em estações de tratamento que empregam RSB. O experimento utilizou como afluente ao reator água residuária retirada dos canais efluentes dos decantadores primários da ETE Norte (Brasília-DF) e teve a partida do reator feita com adição de lodo proveniente da fase aerada do reator biológico da mesma estação.

O modelo físico do RSB funcionou satisfatoriamente, sendo operado ininterruptamente durante mais de 100 dias com dois ciclos típicos distintos, ambos com objetivo de remover nutrientes, nos quais a reação consistia em uma seqüência com uma fase anaeróbia, uma fase aeróbia e uma fase anóxica. A biocenose associada a estes ciclos operacionais apresentou as seguintes eficiências de remoção: 83% de DQO, 80% de TKN e quase nula de fósforo (7%). Portanto, foi observado que os ciclos utilizados nos experimentos não apresentaram resultados totalmente satisfatórios na remoção de fósforo. Este fato demonstra a necessidade de se dar continuidade à pesquisa, com algumas modificações sugeridas neste trabalho, de forma a obter um ciclo operacional eficiente na remoção simultânea dos nutrientes fósforo e nitrogênio de águas residuárias domésticas.

ABSTRACT

Sequencing Batch Reactors (SBR) are a remarkable alternative for wastewater treatment. As far as biological removal of nutrients is concerned, SBR presents several advantages over the conventional wastewater treatment systems.

The purposes of the present work were the following: building an automated bench scale SBR; studying the capacity of SBR regarding to the biological removal of nutrients from wastewaters, and verifying ideal operational conditions necessary for nutrient removal in SBR treatment plants. Wastewater from the effluent channels of primary sedimentation tanks located on ETE Norte (Brasília-DF, Brasil) was used for the experiments. Reactor was started-up by adding sludge from the aerated phase of a biological reactor of the same ETE Norte.

The experimental SBR worked out within expectation. It worked continuously for 100 days with 2 different typical cycles, both designed to remove nutrients with a reaction sequence of anaerobic phase, aerobic phase and anoxic phase. Concerning the removal efficiency, the biocenosis associated to both operational cycles presented the following results: 83% of COD; 80% of TKN and 7% of phosphorus. Therefore, the cycles used in the experiments didn't show satisfactory outcomes of phosphorus removal. This fact demonstrates the need of keeping the research going on, but with some modifications to accomplish an efficient operational cycle that removes nutrients of domestic wastewaters.

SUMÁRIO

CAPÍTULO	Página
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. IDENTIFICAÇÃO E FORMULAÇÃO DO PROBLEMA.....	3
3. OBJETIVO DO TRABALHO.....	5
4. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	6
4.1. PROCESSOS DE TRATAMENTO BIOLÓGICO AERÓBIO	9
4.2. PROCESSOS DE TRATAMENTO BIOLÓGICO ANAERÓBIO	10
4.3. O PROCESSO BÁSICO DE LODOS ATIVADOS.....	12
4.4. HISTÓRIA DO REATOR SEQUÊNCIAL DE BATELADA.....	15
4.5. TECNOLOGIA DE RSB	18
4.6. REMOÇÃO DE NUTRIENTES	27
4.6.1. Nitrogênio.....	27
4.6.2. Fósforo.....	29
4.6.3. Nitrogênio e fósforo	35
5. METODOLOGIA DE TRABALHO UTILIZADA.....	40
5.1. A ETE NORTE	40
5.2. A ETE RIACHO FUNDO.....	42
5.3. CONSTRUÇÃO DO MODELO DE RSB EM ESCALA DE BANCADA.....	43
5.4. OPERAÇÃO DO MODELO DE RSB.....	55
5.5. ENSAIOS REALIZADOS	60
5.5.1. Ensaio segundo o Standard Methods (APHA, 1997).....	60
5.5.2. Ensaio segundo o manual da CETESB (Silva, 1977)	61
5.5.3. Ensaio segundo procedimentos da CAESB.....	61
5.5.4. Teste estatístico.....	63
6. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	64
7. CONCLUSÕES	76
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	80
ANEXOS.....	86

ÍNDICE DE TABELAS

TABELAS	Página
6.1.- Resumo dos resultados do experimento e valores dos testes estatísticos	64
A.1.- Resultados obtidos no experimento	87

ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURAS	Página
4.1 - Funcionamento de 1 ciclo de RSB	19
5.1.- Esquema do reator em escala de bancada	45
5.2.- Esquema do quadro de comando do sistema	50
5.3.- Esquema do circuito de comando do sistema	51
5.4.- Modelo construído	53
5.5.- Detalhe do reator	54
5.6.- Detalhe do reator em operação	56
5.7.- Coleta de lodo e água residuária na ETE Norte	57
5.8.- Ciclo operacional utilizado no experimento	59
6.1.- Gráfico de concentrações afluentes e efluentes de fósforo	66
6.2.- Gráfico de concentrações afluentes e efluentes de amônia	67
6.3.- Gráfico de concentrações afluentes e efluentes de nitrogênio orgânico	68
6.4.- Gráfico de concentrações afluentes e efluentes de TKN	69
6.5.- Gráfico de concentrações afluentes e efluentes de DQO	70

LISTA DE SÍMBOLOS, NOMENCLATURAS E ABREVIACÕES

A	amperes
ABES	Associação Brasileira de Engenharia Sanitária
ABRH	Associação Brasileira de Recursos Hídricos
ABES	Associação Brasileira de Engenharia Sanitária
C	carbono
° C	Graus Centígrados
CAESB	Companhia de Água e Esgoto de Brasília
CETESB	Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental
cm	centímetro
c.v.	cavalo-vapor
d.	dia
DF	Distrito Federal
DBO	demanda bioquímica de oxigênio
DQO	demanda química de oxigênio
DQOA	concentração de DQO afluente
DQOE	concentração de DQO efluente
EBPR	Enhanced Biological Phosphorus Removal
ETE	estação de tratamento de esgotos
F	valor do Teste de Análise de Variância
F/M	relação alimento-microorganismos
g	grama
h	Hora
HRT	tempo de residência hidráulica
IVL	índice volumétrico de lodo
kcal	quilocaloria
l	litro
LS	lodo sedimentado
m	metro
m²	metro quadrado
m³	metro cúbico
mm	milímetro
mm²	milímetro quadrado
ml	mililitro
mg	miligrama
N	nitrogênio
NOA	concentração de nitrogênio orgânico afluente
NOE	concentração de nitrogênio orgânico efluente
NHA	concentração de nitrogênio amoniacal afluente
NHE	concentração de nitrogênio amoniacal efluente
Nelc	número de elétrons transferidos por átomo de carbono
n°	número
OD	oxigênio dissolvido

ODmáx	oxigênio dissolvido máximo
ORP	potencial de oxi-redução
P	fósforo
PA	concentração de fósforo afluente
PE	concentração de fósforo efluente
PHA	polihidroxicarboxilatos
PHB	polihidroxibutirato
Psol	fósforo solúvel
PP	polifosfatos
Ptotal	fósforo total
RSB	reator seqüencial de bateladas
R\$	reais
s.	segundos
SS	sólidos suspensos
SSTA	sólidos suspensos no tanque de aeração
SSV	sólidos suspensos voláteis
t	tempo
t	valor do Teste de Student
TKN	nitrogênio total Kjehldal
TKNA	concentração de nitrogênio total Kjehldal afluente
TKNE	concentração de nitrogênio total Kjehldal efluente
TOC	carbono orgânico total
UASB	reator anaeróbio de fluxo ascendente
UnB	Universidade de Brasília
USA	Estados Unidos da América
VFA	ácidos graxos voláteis
Y	coeficiente de rendimento
qc	idade do lodo
”	polegadas

1. INTRODUÇÃO

O fósforo e o nitrogênio são nutrientes que devem ser considerados quando se realiza o tratamento de água residuária municipal, já que estas águas residuárias são também responsáveis pelo aporte desses nutrientes a corpos de água receptores. Os efluentes contendo estes nutrientes podem acelerar o processo de eutrofização de lagos e reservatórios além de estimular o crescimento de algas e plantas aquáticas, o que pode interferir nos usos estabelecidos para a água (Jordão e Pessoa, 1995). Além disso, existem outros efeitos adversos decorrentes da eutrofização, como a diminuição do oxigênio dissolvido do corpo receptor, o assoreamento de lagos e reservatórios, a produção de ácido sulfídrico, e a proliferação de vetores, como o mosquito transmissor da malária. O controle destes nutrientes, portanto, tem-se tornado muito importante na gestão de bacias e no projeto de estações de tratamento de águas residuárias em todos os países do mundo.

No Brasil, os problemas decorrentes da eutrofização também estão presentes, principalmente no cerrado, onde o potencial de eutrofização de seus reservatórios é muito alto (Souza, 1993). No Distrito Federal, a CAESB vem desenvolvendo um programa de recuperação do Lago Paranoá nos últimos anos para tentar evitar que o Lago, um reservatório que tem um grande potencial de eutrofização, volte a apresentar casos de “*bloom*” de algas como no passado.

Vários métodos de tratamento tem sido utilizados para limitar ou controlar as descargas de nutrientes em estações de tratamento, incluindo o uso de sistemas químicos, físicos e biológicos. Dos métodos propostos, inúmeros processos tem sido desenvolvidos nos últimos anos para remover fósforo e nitrogênio biologicamente, devido a envolverem menores custos.

Os RSBs (Reatores Sequenciais de Batelada) ou SBRs (Sequencing Batch Reactors) constituem-se em uma importante alternativa de tratamento de águas residuárias com remoção biológica de nutrientes. A tecnologia de RSB apresenta inúmeras vantagens sobre os sistemas

convencionais, como a remoção de nitrogênio e fósforo sem a necessidade de nenhum equipamento adicional ou de aditivos químicos (Ketchum *et al.*, 1987).

A CAESB já está operando, desde maio de 1997, uma estação de RSB em Riacho Fundo cujo objetivo é remover matéria orgânica, nitrogênio e fósforo. No Distrito Federal, a tecnologia de RSB já é considerada pelos projetistas como uma opção de tratamento na fase de concepção dos sistemas de tratamento de esgotos.

2. IDENTIFICAÇÃO E FORMULAÇÃO DO PROBLEMA

Os Reatores Sequenciais de Batelada (RSBs) são um método que data do início do século, tendo ressurgido recentemente. Como o seu funcionamento em escala real só foi implementado há poucos anos, não se conhece o seu comportamento frente a algumas condições específicas de trabalho. A literatura sobre projeto, operação, desempenho e custos de sistemas de tratamento que empregam RSBs não é extensa nem tão facilmente disponível como a de muitos outros processos de tratamento biológico.

A remoção combinada de fósforo e nitrogênio tem atingido eficiências com valores excelentes em estações de tratamento reais que utilizam o processo de RSB, além da ótima remoção de DBO já reconhecida (Ng, 1989; Irvine *et al.*, 1986; Herzbrun *et al.*, 1985).

Praticamente todos os pesquisadores envolvidos com projetos de RSB apresentam métodos de dimensionamento destas unidades baseados em relações empíricas (Ketchum, 1997). Várias tentativas de se fazer um projeto com base na cinética das reações tem sido feitas recentemente, mas este é um campo de pesquisa que ainda tem um enorme potencial de trabalho (Ng, 1989).

A operação de RSBs geralmente se baseia em valores que tentam reprisar estações bem sucedidas, ficando a eficiência da estação dependente da experiência na operação. A influência das diferentes formas de se controlar a operação de RSBs (modos operacionais) não está ainda devidamente esclarecida em termos cinéticos, embora o processo de RSB comporte-se cineticamente de maneira similar ao processo contínuo. É também pouco conhecida a influência desta tecnologia, por realmente utilizar um reator de mistura completa, sobre a biocenose atuante no tratamento biológico. Além disto, é necessário um maior esforço para o desenvolvimento de um parâmetro operacional consistente e de fácil obtenção.

Além do interesse geral no conhecimento mais profundo do comportamento dos RSBs, existe um interesse regional no processo, uma vez que uma unidade de tratamento com tecnologia de RSB, a ETE Riacho Fundo, já está funcionando no Distrito Federal.

A ETE Riacho Fundo foi concebida pela CAESB para utilizar este tipo de tratamento com base em dados internacionais, sendo necessária a geração de dados regionais para se obter uma metodologia de operação mais eficiente, levando-se em conta as condições climáticas locais.

3. OBJETIVO DO TRABALHO

O presente trabalho teve os objetivos de estudar a potencialidade de remoção biológica de macronutrientes, nitrogênio e fósforo, das águas residuárias domésticas do Distrito Federal pelo emprego de RSB, e de verificar as condições operacionais adequadas à remoção destes nutrientes de águas residuárias em estações de tratamento com RSB instaladas nesta região.

Decorrentes destes objetivos, os seguintes objetivos comportamentais se apresentaram:

- (1) Produzir dados sobre RSBs para as condições regionais de Brasília, permitindo a sua utilização no aperfeiçoamento da operação da ETE-Riacho Fundo, além de introduzir o RSB como uma alternativa nos futuros estudos de tratamento de águas residuárias;
- (2) Fornecer parâmetros de operação de RSBs para as condições testadas; e
- (3) Construir/aperfeiçoar um modelo de RSB em escala de bancada no Laboratório de Análise de Águas da UnB, o qual permitirá a pesquisa com tratamento biológico aeróbio/anaeróbio de águas residuárias como um todo, transcendendo os limites de conhecimento dos próprios RSBs.

4. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Os processos de tratamento biológico estão entre os mais utilizados para o tratamento de águas residuárias. A escolha do processo mais adequado depende das características da água residuária em questão e dos objetivos que devem ser alcançados por intermédio desse tratamento. Os processos de tratamento biológico podem ser divididos em dois grupos, segundo o tipo de decomposição biológica (oxidação) dos resíduos: aeróbio e anaeróbio (Jordão e Pessoa, 1995; Davis e Cornwell, 1991).

Do ponto de vista da termodinâmica é importante que se introduza o conceito de energia livre, que é a energia útil que se torna disponível quando ocorre uma reação, ou seja, é uma medida da capacidade de realizar um trabalho útil. Desta maneira, se uma bactéria atua na oxidação de material orgânico, então a energia livre resultante desta oxidação fica disponível para a bactéria e pode, em princípio, ser usada, por exemplo, para processos anaeróbios (Benefield e Randall, 1980; Handeel e Lettinga, 1994).

O número de elétrons transferidos durante a oxidação pode ser deduzido facilmente da reação de oxidação. O número de elétrons transferidos por átomo de carbono (Nelc) é um valor indicativo do estado de oxidação do composto. A energia livre tem uma tendência a decrescer à medida que o Nelc aumenta, sendo que na maioria dos compostos orgânicos ele varia de 4 (carboíbratos) a 6 (gordura). Aproximadamente, a energia livre liberada por unidade de massa de DQO na maioria dos compostos orgânicos em águas residuárias será de 3,3 kcal/g DQO. Pode-se verificar, portanto, que a DQO é um parâmetro adequado para avaliar o potencial de energia química disponível em uma água residuária (Handeel e Lettinga, 1994).

O mecanismo mais importante para a remoção de material orgânico em um sistema de tratamento biológico é o metabolismo bacteriano. Quando o material orgânico é utilizado como fonte de energia, ele é transformado em produtos estáveis no processo chamado de catabolismo. No

processo de anabolismo este material se transforma e é incorporado na massa celular. Os processos de catabolismo e de anabolismo são interdependentes e sempre ocorrem simultaneamente.

A parte catabólica do metabolismo bacteriano se divide em dois processos fundamentais: catabolismo oxidativo e catabolismo fermentativo. O efeito energético para o catabolismo oxidativo é muito maior que aquele para o catabolismo fermentativo (Handeel e Lettinga, 1994).

O catabolismo oxidativo é também chamado de respiração, e é uma reação redox na qual o material orgânico é o redutor. Este redutor é oxidado por meio de um agente oxidante também presente na fase aquática (oxigênio molecular, nitrato, sulfato ou o gás carbônico). Os organismos aeróbios obrigatórios podem usar somente oxigênio para a oxidação do material orgânico. Os organismos facultativos podem usar como oxidante tanto o oxigênio como o nitrato, mas só usam o nitrato quando não há disponibilidade de OD. As bactérias redutoras de sulfato se desenvolvem na ausência de OD disponível (Handeel e Lettinga, 1994).

O catabolismo fermentativo se caracteriza pelo fato de não haver presença de um oxidante. O catabolismo fermentativo pode ser interpretado como um processo de transferência intramolecular, ao contrário da transferência intermolecular do oxidativo, este processo resulta em um rearranjo dos elétrons na molécula fermentada de tal modo que se formam no mínimo dois produtos (Handeel e Lettinga, 1994).

Anabolismo é a síntese de massa bacteriana a partir de material orgânico do afluente. O anabolismo resulta em aumento de massa bacteriana, que se manifesta num aumento de sólidos voláteis em suspensão. A atividade catabólica pode ser avaliada pelo consumo de oxidante no caso de processos oxidativos e na produção de metano no caso de digestão anaeróbia. Ao mesmo tempo pode se avaliar o efeito combinado (metabolismo) a partir da diminuição da concentração do material orgânico (Benefield e Randall, 1980; Handeel e Lettinga, 1994).

O coeficiente de rendimento Y de um sistema, também chamado de coeficiente de produção, é a relação entre a massa celular sintetizada e a massa de material orgânico metabolizado.

Em sistemas aeróbios de tratamento pode-se considerar $Y = 0,45$ mg SSV/mg DQO, enquanto que na digestão anaeróbia este valor pode ser considerado cerca de somente $0,02$ mg SSV/mg DQO. Quando se utiliza a DQO como parâmetro, pode-se considerar o valor de $Y = 0,67$ mg SSV/mg DQO. No metabolismo oxidativo, há anabolismo de cerca de $2/3$ da massa de material orgânico metabolizada e catabolismo de aproximadamente $1/3$ desta massa (Benefield e Randall, 1980; Handeel e Lettinga, 1994).

No metabolismo bacteriano, a bactéria é sujeita a decaimento e uma parte da própria massa celular é biodegradável, podendo funcionar como fonte de material orgânico para o metabolismo. A taxa de decaimento de bactérias geradas em um ambiente aeróbio é muito maior que a das bactérias anaeróbias. A parte da massa bacteriana que sofre decaimento, a qual não é biodegradável (portanto não oxidada), se chama resíduo endógeno. Esta parcela se acumula no sistema de tratamento e é removida com o excesso de lodo.

O lodo em excesso deve ser descarregado com uma certa frequência. Este lodo é uma mistura de materiais orgânicos e inorgânicos. O lodo inorgânico se origina da floculação de sólidos inorgânicos em suspensão. O lodo orgânico é composto de uma fração de massa bacteriana viva e outra de sólidos voláteis suspensos sem atividade biológica, resultante da floculação de sólidos orgânicos inertes no afluente e do decaimento das bactérias (o resíduo endógeno). O descarte do lodo excedente é utilizado para manter o tempo médio de residência dos organismos que é desejado no sistema, também conhecido como a idade do lodo (Jordão e Pessoa, 1995).

O lodo aeróbio é instável por ter uma fração elevada de material vivo sujeito a decaimento, e perde a sua atividade metabólica em poucas semanas se a alimentação for interrompida. Em contraste, o lodo anaeróbio, por ser estável, pode ser guardado por vários meses para futuro uso sem problemas.

Basicamente há 4 opções para a degradação ou não do material orgânico em sistemas de tratamento (Handeel e Lettinga, 1994):

1. Conversão em lodo (anabolismo ou absorção);

2. Conversão em metano (catabolismo fermentativo);
3. Mineralização através da oxidação (catabolismo oxidativo); e
4. Permanência na fase líquida (descarga no efluente).

Em sistemas de tratamento biológico, os microorganismos utilizam-se da matéria orgânica da água residuária para sintetizar novo material celular e para fornecer energia para a síntese. Caso não se deseje limitar o crescimento microbiano, a água residuária deve então conter carbono, nitrogênio, fósforo e outros elementos suficientes para satisfazer a demanda nutricional. A relação entre alimento/microorganismos (F/M) é inversamente proporcional a idade do lodo, ou seja, quanto menor for a presença de substratos no sistema maior deve ser o tempo de residência de microorganismos (Benefield e Randall, 1980; Handeel e Lettinga, 1994).

4.1. PROCESSOS DE TRATAMENTO BIOLÓGICO AERÓBIO

A oxidação de matéria orgânica, utilizando oxigênio molecular como o último acceptor de elétrons, é o mecanismo básico para produção de energia química útil para microorganismos em processos aeróbios. Os processos de tratamento biológico aeróbio com crescimento em meio suspenso normalmente utilizados incluem os sistemas de lodos ativados e as lagoas de estabilização (Jordão e Pessoa, 1995; Davis e Cornwell, 1991).

As lagoas têm a desvantagem de requerer uma grande área. O processo convencional de lodos ativados, entretanto, é exigente em termos de operadores, que devem ser muito mais competentes do que nas lagoas mais simples (Benefield e Randall, 1980; Mendonça, 1990; Metcalf e Eddy, 1991).

Em um processo aeróbio o metabolismo pode ser representado da seguinte forma (Benefield e Randall, 1980):

1. contato do substrato molecular com a célula microbiana

2. transporte da molécula para a célula

3. bio-oxidação:

<i>matéria orgânica + oxigênio + microorganismos</i> ⇨
<i>dióxido de carbono + amônia + outros produtos + energia</i>

4. biosíntese:

<i>matéria orgânica + oxigênio + microorganismos + energia</i> ⇨
<i>novas células microbianas</i>

5. respiração endógena:

<i>células microbianas + oxigênio</i> ⇨
<i>dióxido de carbono + amônia + água + energia</i>

Apesar de alguns organismos serem obrigatoriamente aeróbios ou anaeróbios, outros podem "funcionar" na ausência ou na presença de oxigênio. Esses organismos facultativos estão, no entanto, aptos a metabolizar matéria orgânica mais completamente na presença de oxigênio dissolvido.

4.2. PROCESSOS DE TRATAMENTO BIOLÓGICO ANAERÓBIO

Processos anaeróbios ocorrem na ausência de oxigênio dissolvido, onde agentes oxidantes que não o oxigênio podem ser utilizados pelo grupo de microorganismos então presentes. Estes agentes incluem dióxido de carbono, sulfatos e nitratos.

A digestão anaeróbia é um processo fermentativo que se caracteriza pela formação de metano e de dióxido de carbono. A digestão anaeróbia é um processo de transformação e não de destruição de material orgânico. A digestão anaeróbia pode ser considerada como a última fermentação, já que seus produtos são estáveis, não sujeitos a outra fermentação. Na digestão anaeróbia somente uma pequena parte da energia livre libera-se, enquanto que a maior parte desta energia permanece como energia química no metano gerado (Benfield e Randall, 1980; Handeel e Lettinga, 1994).

Para a digestão anaeróbia de proteínas, carboidratos e lipídios (a maior parte do material orgânico) pode-se distinguir 4 etapas diferentes no processo global da conversão (Handeel e Lettinga, 1994):

1. Hidrólise, onde o material orgânico particulado é convertido em compostos dissolvidos de menor peso molecular, através de exo-enzimas que são excretadas pelas bactérias fermentativas.
2. Acidogênese, onde os compostos dissolvidos são absorvidos na célula das bactérias fermentativas e, após a acidogênese, excretados como substâncias orgânicas simples como ácidos graxos voláteis (VFAs). A fermentação acidogênica é realizada, em sua maioria, por bactérias anaeróbias obrigatórias.
3. Acetogênese, que é a conversão dos produtos da acidogênese em compostos que formam os substratos para produção de metano: acetato, hidrogênio e dióxido de carbono.
4. Metanogênese, onde o metano é produzido pelas bactérias acetotróficas a partir da oxidação de ácido acético ou pelas bactérias hidrogenotróficas a partir da redução do dióxido de carbono. A metanogênese, geralmente, é o passo que limita a velocidade do processo de digestão como um todo.

Os três primeiros processos juntos são conhecidos como fermentação ácida, enquanto que o último é chamado de fermentação metanogênica. A fermentação ácida tende a causar um decréscimo no valor do pH devido à produção de ácidos graxos voláteis e outros produtos

intermediários. O perigo de “azedamento” do conteúdo de um reator anaeróbio pode ser evitado quando é mantido um equilíbrio entre as fermentações ácida e metanogênica.

4.3. O PROCESSO BÁSICO DE LODOS ATIVADOS

Em sua mais básica configuração, o processo de lodos ativados, como é conhecido hoje em dia, inclui uma bacia de aeração e um tanque de sedimentação. O tratamento biológico da água residuária e a separação líquido-sólidos são diferenciados no espaço, de forma que cada um possa ser controlado individualmente. Os processos de lodos ativados normalmente operam com retorno de lodo. Este retorno permite uma maior população microbiana na bacia de aeração, otimizando a eficiência do tratamento da água residuária (Metcalf e Eddy, 1991; Jordão e Pessoa, 1995).

O sistema de lodos ativados convencional pode promover remoções de DBO maiores do que 90%, quando operado corretamente. Esse resultado, no entanto, depende muito do sistema final de remoção de sólidos. Sólidos com boas características de descarga são, portanto, desejáveis. As principais desvantagens dos processos de lodo ativado mais utilizados são o alto custo (comparado com o sistema de lagoas) e a necessidade de controle constante e competente (Metcalf e Eddy, 1991).

O sistema convencional de lodos ativados funciona como um sistema em fluxo de pistão (plug-flow), em que a água residuária sem tratamento prévio e o lodo de retorno entram na bacia de aeração a montante e se movem como uma unidade para jusante. Por causa do efeito "plug-flow", a população microbiana fica em um ciclo alternado alimentação/não-alimentação, o que pode afetar sua capacidade de trabalhar com variáveis hidráulicas e cargas orgânicas.

A maioria dos reatores em escala real não se comportam como reatores plug-flow ideais, por terem um certo volume morto que não entra na operação do processo. Outro problema frequente é a formação de canais preferenciais de vazão. Finalmente, há o processo de dispersão,

no qual o material é transportado de regiões de alta concentração para regiões de baixa concentração por correntes turbulentas, secundárias (Metcalf e Eddy, 1991).

As plantas de tratamento têm uma grande variabilidade em suas mudanças e um forte potencial para funcionar em regime não-permanente. Entretanto, elas são normalmente projetadas com a expectativa potencialmente irreal de que podem ser operadas como sistemas de regime hidráulico permanente (Irvine R.L. *et al.*, 1997). A vantagem da operação de um sistema funcionando em regime permanente é perseguida por se acreditar que esta é uma condição necessária para se manter as concentrações do efluente dentro de uma faixa constante e dentro dos limites permitidos pela legislação local mesmo quando ocorrem choques de carga.

Desta forma já se incluem no projeto componentes como o tanque equalizador de vazão para amenizar os impactos causados pelas características de regime não-permanente do sistema. O tanque de equalização, entretanto, não é um método efetivo para equalizar as variações de vazão mássica (carga orgânica), transformando as estações de tratamento em sistemas de regime não permanente sem um controle efetivo.

Em um sistema real, os organismos estão sujeitos a repetidas mudanças devido às taxas de crescimento, condição esta existente também em um sistema sem controle efetivo. Novos limites adotados para a presença de nutrientes em efluentes e a diversidade de compostos perigosos específicos requerem a diminuição ou até a eliminação das incertezas decorrentes da variação natural dos contaminantes e das mudanças sem controle do “habitat” biológico. Estes limites não são facilmente atingidos em um sistema de regime não-permanente sem controle efetivo, como lagoas, filtros biológicos e lodos ativados convencionais.

Desde os anos 70 tem se tornado emergente outra modificação no processo de lodo ativado: o Reator Sequencial de Batelada (RSB), o qual, diferentemente de seus antecessores, é um processo de batelada. Apesar de ele não ter até o momento ganho o reconhecimento nem a ampla aceitação que os outros tipos de processos aeróbios já possuem, ele tem, no entanto, provocado inovações na prática de tratamento de efluentes. O RSB tem tido um bom desempenho nas áreas

em que tem sido aplicado. Parte deste sucesso repousa no fato de que é relativamente fácil construir um RSB e de que suas exigências operacionais são relativamente baixas. A ausência de clarificadores secundários e sistemas de retorno de lodo em um RSB são também responsáveis pela sua atratividade (Irvine e Busch, 1979; Silverstein e Schroeder, 1983).

Apesar do RSB ter sido idealizado como um processo aeróbio, parte de sua seqüência operacional pode muito bem incluir uma fase anaeróbia. Essa última oferece a possibilidade de ganhos em energia de aeração podendo realizar a desnitrificação. Já existem RSBs operando como reatores anaeróbios, com a reação totalmente anaeróbia (Sung e Dague, 1995; Droste e Massé, 1995).

Nos sistemas de RSB, as cargas orgânicas aplicadas ao reator podem, em certas aplicações, exceder em muito o que tem sido considerado razoável para os processos de lodo ativado convencionais (Irvine R.L. *et al.*, 1997). O RSB tem mostrado também que é um processo bem sucedido para a adequação de plantas de tratamento, uma vez que ele tem solucionado os problemas operacionais associados ao projeto original e melhorado sua performance (Irvine e Busch, 1979; Goronszy, 1979; Melcer *et al.*, 1987).

Vários relatos demonstraram como um sistema de regime não-permanente com controle efetivo e com operação periódica, como o RSB, fornece uma diversidade de arranjos das condições operacionais e ambientais seletivas que são ferramentas versáteis para o enriquecimento de grupos de organismos específicos e para a indução de mecanismos de metabolismo desejados (Irvine R.L. *et al.*, 1997). Parece que condições de regime não-permanente em curtos períodos, se selecionadas e controladas apropriadamente, são uma ferramenta efetiva para manter condições de regime quase-permanente em períodos longos.

Os tipos de projeto para sistemas convencionais de lodo ativado encontram-se bem documentados e disponíveis em muitos textos sobre a matéria. O mesmo pode ser dito sobre o desempenho do lodo ativado convencional. O RSB é, no entanto, um processo relativamente novo e

a literatura sobre seu projeto, operação, desempenho e custos não é extensa nem tão facilmente disponível como a de muitos outros processos de tratamento biológico.

4.4. HISTÓRIA DO REATOR SEQUÊNCIAL DE BATELADA

A descoberta do método de lodo ativado no tratamento de água residuária é, em geral, atribuída a Arden e Lockett em 1914 (Irvine e Busch, 1979; Goronszy, 1979; Jordão e Pessoa, 1995). Surpreendentemente, o processo original de lodo ativado era um processo de enchimento-descarga. Arden e Lockett desenvolveram a biomassa primeiro, aerando a água residuária sem prévio tratamento até que ela ficasse completamente nitrificada. O líquido misturado (“*mixed liquor*”) era então decantado e o líquido clarificado era drenado, deixando atrás os sólidos suspensos separados através da decantação.

A água residuária sem tratamento prévio (bruta) era novamente adicionada e o procedimento repetido. O bom tratamento era obtido utilizando-se um volume de reciclo de 20% e uma operação cíclica de 4 h de aeração, 1,55 h de decantação e 0,5 h de descarga. Foram testadas plantas de demonstração (escala-piloto) e de escala real, e a eficiência do tratamento mostrou-se comprovadamente alta em ambas as situações (Arden *apud* Irvine e Busch, 1979). No entanto, essa configuração enchimento-descarga foi rapidamente modificada para fluxo contínuo. As razões para a mudança incluíram dificuldades em descarregar o líquido clarificado do reator de batelada, provocando uma eficiência na remoção de turbidez do efluente mais baixa que no fluxo contínuo de efluentes; relativa facilidade de controle dos sistemas de fluxo contínuo e problemas de obstrução de difusores em sistemas de batelada (Irvine e Busch, 1979; Silverstein e Schroeder, 1983).

Segundo Wilderer e Irvine (1997), três desvantagens relacionadas ao sistema de batelada foram citadas no início do século:

- como o tempo para o enchimento era bem maior que o tempo para a descarga, as vazões efluentes eram altas e resultavam em uma taxa de dissipação de energia relativamente alta, causando estragos na estrutura dos canais de descarga;
- devido a uma sedimentação periódica do lodo, os difusores de oxigênio necessitavam de uma limpeza freqüente para se atingir a demanda de oxigênio; e
- devido a falta de equipamentos com controle baseado no tempo, ou seja, temporizadores, havia um aumento considerável na atenção necessária ao operador para ligar e desligar as válvulas no momento certo.

Como muito poucas instalações de tratamento de grandes dimensões foram construídas na forma de batelada na época devido às suas desvantagens, o processo de lodos ativados tornou-se então associado à configuração de fluxo contínuo. Esse modelo dominou tão completamente que o desenvolvimento de um projeto eficiente e de procedimentos de operação adequados para sistemas de batelada não atraíram muito interesse até pouco tempo atrás.

O tratamento de fluxo contínuo, no entanto, tem um grande número de desvantagens inerentes, relativamente ao tratamento de batelada. Eles incluem os efeitos das variações na concentração de alimentação, taxas de reciclo e descarte de lodo, problemas associados a decantadores secundários (clarificadores) trabalhando em condições não-ideais, a falta de uma variável adequada para controle operacional e a ruína do processo de lodo ativado de fluxo contínuo, o "entumescimento" (*bulking*) filamentoso. Essas dificuldades puderam e têm sido resolvidas em alguns casos por meio de aplicação de processos de batelada.

O interesse atual no tratamento por meio de Reator Seqüencial de Batelada aparece como um retorno à noção original do processo de lodo ativado. O primeiro "ressurgimento" notável de interesse em tratamento biológico de batelada ocorreu no início dos anos 50. Hoover, Porges e seus colaboradores (*apud Ng et al*, 1989) concentraram seus esforços no tratamento de águas residuárias de fábricas de laticínios. Foram registrados excelentes resultados com o tratamento em reator seqüencial de batelada. Esse "ressurgimento", no entanto, teve vida curta.

O segundo ressurgimento ocorreu nos anos 70 e ainda está, até o momento, em andamento. Muito foi feito por Irvine e seus colaboradores, na investigação do uso do processo biológico de batelada no tratamento de água residuária doméstica e remoção de nutrientes (Irvine e Busch, 1979; Dennis e Irvine, 1979). Irvine *et al.* (1983) também delinearão grandes áreas de mercado para o tratamento biológico de batelada, no tratamento de: efluentes industriais urbanos, águas residuárias domésticas municipais, efluentes agro-industriais, e usos de estações compactas em situações de alta produção de rejeitos em épocas distintas do ano (balneários, por exemplo).

Durante esse período, o interesse em sistema de batelada também chegou à Austrália, onde o sistema descrito por Goronszy (1979) difere do sistema de Irvine quanto à alimentação da água residuária sem tratamento prévio. O sistema de Irvine é um sistema intermitente de enchimento e descarga, enquanto que o de Goronszy é um sistema com enchimento contínuo, mas com uma descarga intermitente. O sistema descrito por esse último foi baseado nos conceitos originais de Pasveer (valos de oxidação), em que o reator toma a forma de uma vala rasa em circuito fechado, onde a decantação, a descarga, a alimentação e a aeração seguem um ciclo específico de operação. A própria vala servia como um clarificador durante o período quiescente do ciclo.

O interesse no RSB foi-se firmando e os trabalhos atuais têm estendido o uso do RSB para a remoção de nutrientes (Allemand e Irvine, 1980; Ketchum *et al.*, 1987) e para tratamento de resíduos perigosos (Herzbrun *et al.*, 1985; Sutton *et al.*, 1988; Irvine D.A. *et al.*, 1997). No Sudeste da Ásia, o primeiro uso registrado do RSB aconteceu em 1985, quando Ng e colaboradores fizeram suas investigações e registraram a bem-sucedida aplicação do RSB no tratamento de água residuária de suinoculturas e no tratamento de efluentes de refinaria de óleo de palmeira (Ng, 1989). Esses sistemas parecem-se mais com o RSB original de Irvine, uma vez que tanto a descarga quanto a alimentação são processos intermitentes.

No Brasil, poucas são as estações funcionando como RSB, e poucos estudos são feitos nesta área. De Lucca e Faccin (1991) operaram um RSB tratando as águas residuárias do campus da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, quando os dados de remoção de matéria orgânica obtidos confirmaram os valores internacionais de eficiência de remoção de DBO.

Dornellas e Figueiredo (1993) operaram um RSB em escala de bancada para tratar efluentes de indústrias cítricas. Eles obtiveram eficiências de 83% de remoção de DQO com uma aeração normal (ar) no período de reação do ciclo, e de 96% com aeração utilizando oxigênio puro.

Sousa e Foresti (1995), em seus estudos em escala de bancada, utilizaram um sistema de tratamento composto por um UASB em série com um RSB. O afluente ao sistema era composto por uma água residuária sintética. O sistema obteve eficiências de remoção de 95% para DQO e SST, e de 82% para TKN. Foi verificado, portanto, que o sistema proposto pode competir com tratamentos aeróbios convencionais, com 3 possíveis vantagens: menor consumo de energia, menor produção de excesso de lodo e facilidade de se implementar a remoção de nutrientes.

A CAESB colocou uma estação RSB em operação no mês de maio de 1997 para remover matéria orgânica e nutrientes. Entretanto, não existiam dados de sua operação na época desta pesquisa (Neder, 1996).

4.5. TECNOLOGIA DE RSB

O processo do RSB (batelada) é similar ao de lodos ativados de fluxo contínuo, sendo que a diferença entre eles pode ser explicada na forma como as mudanças ambientais do reator ocorrem: no processo de fluxo contínuo as variações do ambiente são feitas em regiões diferentes do reator, sendo o afluente forçado hidraulicamente a passar por estas regiões no decorrer do tratamento; no RSB o afluente fica confinado no reator e as variações se passam no mesmo local no decorrer do tratamento. Resumindo, a diferença é que as mudanças no ambiente pelo qual passa o líquido misturado (lodo ativado mais água residuária) no fluxo contínuo são feitas através do espaço, e no RSB estas mudanças são feitas tendo como base apenas o tempo.

O processo típico de RSB apresenta cinco períodos de operação básicas: enchimento, reação, decantação, descarga e repouso. Um ciclo típico de RSB pode ser visualizado na figura 4.1.

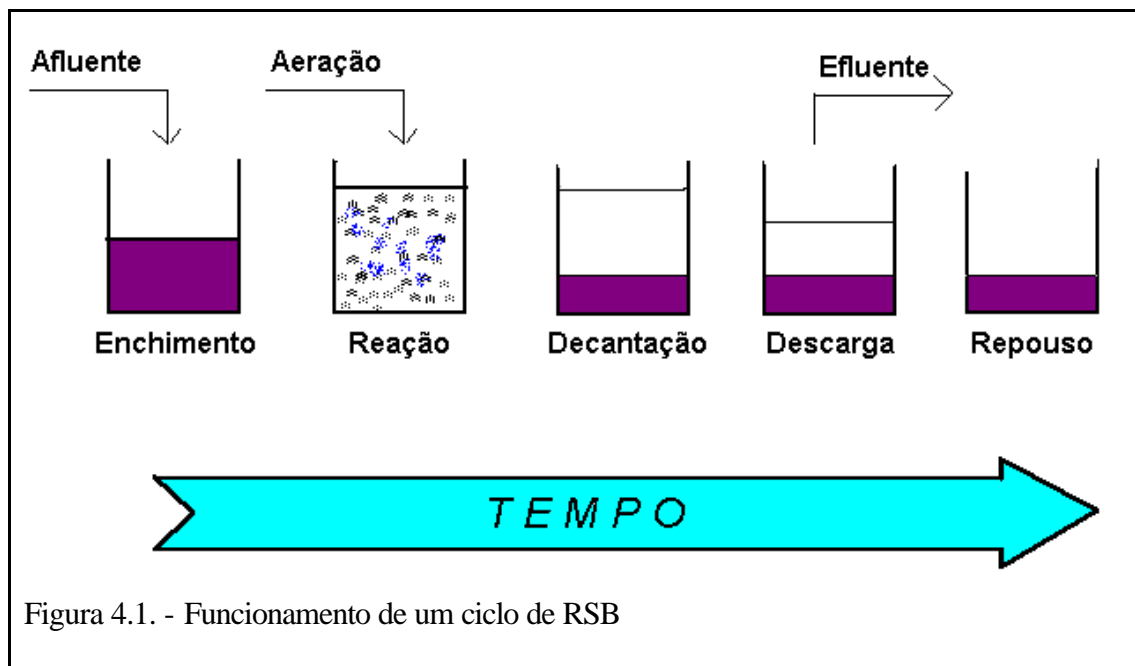


Figura 4.1. - Funcionamento de um ciclo de RSB

O ENCHIMENTO refere-se ao ato de recepção da água residuária sem tratamento prévio pelo reator sendo que o período de enchimento depende da taxa de afluente. O enchimento começa com o lodo decantado (volume de reciclo) do ciclo prévio já ocupando de um terço a metade do volume de trabalho do reator.

No enchimento se tem a adição de afluente ao reator e este período pode ser estático, aerado ou misturado, dependendo do objetivo particular de um tratamento. Um enchimento misturado resulta na desnitrificação, se houver nitratos presentes, e em uma subsequente redução da demanda de oxigênio. Condições anaeróbias são requeridas nesta fase para que ocorra a liberação de fósforo, fato imprescindível para a remoção biológica de fósforo. Um enchimento aerado resulta em um início das reações aeróbias, e em uma redução do tempo total do ciclo, além de manter as concentrações de substrato baixas, situação esta importante quando existem constituintes tóxicos biodegradáveis no afluente. Um enchimento estático requer que o afluente seja introduzido no reator em uma região próxima à superfície, podendo resultar em um gasto mínimo de energia e em uma alta concentração de substrato no fim da fase (Ketchum, 1997).

Vários esquemas de enchimento tem sido registrados na literatura mas, de maneira geral, é recomendado um enchimento estático sem mistura entre o lodo e o afluente (Silverstein e Schroeder, 1983). Isto significa que, para a maior parte do enchimento, nem aeração e nem mistura mecânica devem ser fornecidas. A mistura pode ser iniciada quando o reator estiver com 80% de seu volume, de forma a produzir uma alta taxa de fermentação que permite às bactérias floculantes superarem as espécies filamentosas, prevenindo o "entumescimento" (bulking) da água residuária (Chudoba *et al. apud* Ng, 1989).

Com o reator cheio, a REAÇÃO se inicia. O tempo alocado à reação deve ser o suficiente para alcançar o nível desejado de qualidade do efluente. Esta fase pode compreender uma alternância entre períodos anaeróbios, aeróbios e anóxicos, dependendo dos objetivos do tratamento.

A reação unicamente misturada, assim como o enchimento misturado, resulta em desnitrificação se nitratos e matéria orgânica estiverem presentes, com redução da demanda de oxigênio e na criação de condições anaeróbias exigidas para a remoção biológica de fósforo. Na reação aerada as reações aeróbias são finalizadas, com a redução dos biosólidos se a aeração for estendida (Ketchum, 1997).

No período de reação, a remoção da carga orgânica ocorre nos primeiros 15 minutos da aeração, através da adsorção às partículas do lodo. Entretanto longos períodos de aeração (de 4 horas ou mais) são exigidos para que ocorra uma estabilidade do processo e a nitrificação, se esta fizer parte dos objetivos do tratamento. Quando o objetivo do tratamento é a nitrificação seguida da desnitrificação, a aeração deve ser interrompida durante a reação para que prevaleçam condições anóxicas durante um período de tempo (cerca de uma hora), depois do qual recomenda-se um pequeno período de aeração, para que se consiga eliminar as bolhas de gás nitrogênio e, com isso, ajudar a sedimentação (Silverstein e Schroeder, 1983; Metcalf e Eddy, 1991).

A DECANTAÇÃO vem logo após a reação. Esse é o período indicado para a separação dos biosólidos do efluente tratado sob condições de quiescência para sedimentação.

A DESCARGA libera então o efluente tratado do reator. Ketchum (1997) descreveu uma grande variedade de mecanismos de descarga do efluente tratado que tem sido utilizados em estações de tratamento em escala real. A maioria é projetada para flutuar ou mover-se verticalmente de forma a sempre retirar o sobrenadante próximo à superfície da água. Alguns são fixados em torres para retirar o efluente em uma região acima da camada de lodo decantado esperada e abaixo da superfície d'água.

É chamado de REPOUSO o tempo entre a liberação do efluente tratado e o início da próxima batelada, quando ocorrerá um novo "enchimento" do reator mediante a adição de nova alíquota de água residuária bruta. As operações de mistura e aeração podem acontecer durante o período de repouso, se desejado.

De acordo com estudos realizados por Irvine *et al.* (1983), o tratamento em RSB pode ser reduzido a três fases primordiais: reação, decantação e descarga.

Herzburn *et al.* (1985) operaram simultaneamente nove reatores em escala de bancada durante um ano, sob diferentes condições (com simulações de temperaturas entre 6°C e 25°C) e demonstraram que o RSB é uma excelente alternativa para o sistema de lodos ativados convencional tanto no tratamento de águas residuárias municipais como no tratamento de resíduos perigosos (fenol).

O RSB, como um clarificador, permite que realmente surjam condições quiescentes, em contraste com os sistemas de fluxo contínuo, nos quais estas condições são apresentadas no projeto mas não são alcançadas na operação, como resultado de correntes secundárias. Contudo, deve-se evitar um período de decantação longo, porque o lodo sedimentado pode começar a flotar. Um período compreendido entre trinta minutos e uma hora é considerado ideal para a decantação. O excesso de biosólidos pode ser descartado durante esse período da operação de duas maneiras:

descarte do líquido misturado no início do ciclo (nos casos em que a operação do RSB não incluir o período de repouso), ou descarte do lodo decantado no final do ciclo (Metcalf e Eddy, 1991; Irvine *et al.*, 1983).

A frequência do descarte de lodo é determinada pelo aumento de sólidos livres no reator para cada ciclo e pela capacidade dos equipamentos de aeração e mistura. Nakazawa e Tanaka (1991) concluíram que o aumento do tempo de aeração por ciclo pode diminuir a produção de lodo e pode aumentar a concentração de sólidos suspensos inertes no reator. Um enchimento com aeração reduz os níveis de DBO solúvel no reator durante o ciclo, enquanto que um enchimento sem aeração fornece os maiores níveis de DBO solúvel.

De acordo com Herzbrun *et al.* (1985), em seus estudos realizados em modelos de RSB em escala de bancada, normalmente na primeira semana inicia-se uma fase de estabilização, a qual só se completa após um período de quatro a oito semanas. Neste período de estabilização, os dados obtidos sofrem uma variação muito grande, sendo comum considerar, para efeito de análise, somente os dados obtidos a partir da sexta semana.

Goronszy (1979) coloca como uma das vantagens de um RSB a grande flexibilidade do processo devido a sua habilidade de, em casos de variações grandes de carga, simplesmente ajustar os tempos de cada fase de uma batelada para se atingir os mesmos objetivos.

Irvine D.A. *et al.* (1997) verificaram que o RSB é um método estável e efetivo no tratamento do “gás mostarda”, obtendo um efluente não tóxico, avaliado por testes de toxicidade aquáticos. Nos seus experimentos, o “gás mostarda” era inicialmente hidrolisado para se obter um composto biodegradável (com 1,45 mg/l de NH_4Cl , 280 mg/l de KH_2PO_4 e 3930 mg/l de TOC), o qual era então utilizado como afluente ao reator. O sistema obteve uma eficiência de remoção de TOC maior que 90%. Baseado nos estudos da carga orgânica aplicada, foi observado que, geralmente, a biomassa cresce à medida que as taxas específicas crescem.

Uma das características-chave da tecnologia RSB, do ponto de vista microbiológico, é a facilidade de mudança entre condições de altas e baixas relações F/M durante a fase de reação e, também, as diferentes condições de oxigênio dissolvido impostas ao reator (anoxia, anaerobiose e aerobiose).

Microorganismos vivendo em *habitats* naturais são capazes de desenvolver estratégias específicas para sobreviver em condições sub-ótimas durante sua evolução. Sistemas naturalmente flutuantes, nos quais os parâmetros ambientais oscilam quase regularmente, funcionam muito bem, tendo a capacidade de sustentar uma população microbiológica rica, diversa e efetiva, a qual pode utilizar até as menores quantidades de nutrientes e enfrentar condições variáveis em diferentes níveis de intervalos temporais (Irvine R.L. *et al.*, 1997).

Sob condições distintas, diferentes grupos de organismos são “ativados” ou ficam “latentes”. Uma vez que o sistema estiver estabilizado, algumas faixas de oscilações poderão ser absorvidas. Portanto, a tecnologia RSB possui uma vantagem potencial sobre os sistemas de fluxo contínuo, já que as condições de oscilação podem durar o tempo necessário e continuar a se repetir por períodos suficientes, fazendo com que os sistemas RSB sejam mais estáveis contra cargas de pico e mais efetivos na utilização de nutrientes em baixas concentrações (Irvine R.L. *et al.*, 1997).

A composição da microflora, o arranjo espacial dos grupos de microorganismos e suas possíveis interações continuam a ser fenômenos desconhecidos no tratamento biológico de águas residuárias, dependendo de mais dados para que se formule qualquer conclusão a este respeito. Portanto é necessária uma pesquisa profunda nesta área para que o tratamento biológico, e especificamente o RSB, não continue a ser uma caixa preta, onde ainda não é possível se prever o comportamento de um sistema (Irvine R.L. *et al.*, 1997).

Um número infinito de estratégias operacionais pode ser implementado no RSB de forma a se manipular:

- as diferentes taxas de crescimento;
- os aceptores internos e externos de elétrons;

- os inibidores; e
- o “fornecimento” preferencial ou exclusivo de fontes de energia ou alimentação para um grupo de organismos ou outro.

Como resultado, a periodicidade imposta pela operação física do sistema pode sobrepujar ou pelo menos minimizar os impactos de variações na taxa de “doadores” de elétrons que entram no sistema (Irvine R.L. *et al.*, 1997). A seleção de organismos depende de inúmeros fatores que incluem: a magnitude da taxa de crescimento máxima atingida e o tempo durante o qual esta taxa se mantém; a magnitude e extensão das condições de baixa relação F/M; e a frequência na qual as alternâncias entre condições de altas e baixas relações F/M ocorrem.

É enorme a possibilidade de mudanças microbiológicas, bioquímicas e nas manipulações matemáticas apresentadas por um sistema de regime não-permanente com controle efetivo e operado de forma cíclica. O RSB, como exemplo destes sistemas, também apresenta os potenciais destes sistemas para controlar a convivência de culturas mistas (Irvine R.L. *et al.*, 1997).

Ketchum (1997) afirma que o projetista ou futuro operador de uma planta de RSB pode facilmente variar os tempos alocados para cada fase, modificando o escopo do tratamento. Durante qualquer uma das fases podem ocorrer diferentes reações, dependendo do objetivo particular de um tratamento.

Uma vez determinado o objetivo do tratamento, a operação e as bases do projeto podem ser desenvolvidas. Fixando-se o HRT e o número de reatores em paralelo, são selecionadas as medidas de cada tanque e determinados os seus componentes. Os valores de HRT variam entre 6 horas, quando o objetivo do tratamento é apenas atingir limites de matéria orgânica e sólidos suspensos; até 18 horas para vazões altamente variáveis e remoção de nutrientes. Os ciclos podem ser calculados da seguinte forma (Ketchum, 1997):

1. **Decantação** - esta fase é baseada na precipitação de uma camada de lodo decantado e na concentração da biomassa decantada, ou seja, um reator com 2.000 mg/l de SSTA no líquido

misturado com 8.000 mg/l de SSTA no lodo, terá 1/4 da sua profundidade ocupada pelo lodo decantado. Tempos típicos variam de 0,5 horas em tanques rasos até 1,0 horas em tanques profundos;

2. **Descarga** - este período é baseado na capacidade hidráulica de esvaziar o tanque, por gravidade ou bombeamento, tendo o cuidado com as altas vazões instantâneas. Seu valor típico é de 1 hora, sendo maior para sistemas grandes;
3. **Reação** - cujo dimensionamento é dependente dos objetivos do tratamento, taxas de reações, tempo do enchimento aerado e a necessidade de providenciar uma reação misturada, variando de 4 horas a 20 horas;
4. **Repouso** - cuja existência é baseada na vazão de equalização e na incerteza, devida às flutuações na vazão. Pode ser próximo de 0 hora nas vazões de projeto de pico se as flutuações forem bem definidas. Um tempo maior de repouso no projeto oferece uma grande flexibilidade para se aumentar os tempos alocados as outras fases quando houver mudanças nas condições encostas; e
5. **Enchimento** - cujo tempo é calculado ao se somar os tempos das outras fases e dividi-lo pelo número de tanques. Normalmente 3 ciclos por dia são realizados com t entre 6,75 horas e 24 horas.

Os projetistas de sistemas convencionais estão acostumados a projetar 3 tanques em série (equalizador, reator e decantador) baseados apenas em considerações hidráulicas. O tanque de equalização é freqüentemente calculado por diagramas de massa (vazão acumulada por tempo) para determinar qual a capacidade de armazenamento necessária. A magnitude das flutuações nas concentrações de resíduos presentes tende a não ser amortecida desta forma (Ketchum, 1997).

Os reatores são projetados com HRT de 6 a 8 horas para sistemas de mistura completa e de 24 horas para sistemas de aeração prolongada. Decantadores secundários são calculados para prover de 2 a 4 horas de HRT. Uma abordagem similar de projetos baseados em considerações hidráulicas é utilizada em sistemas de RSB para tratamento de águas residuárias domésticas, já que as vazões são altas e as cargas orgânicas são baixas. Sistemas municipais necessitam de pelo menos 2 RSBs em paralelo para que o enchimento de um coincida com a decantação e a descarga do

outro. O volume total do tanque, entretanto, diminui para um HRT fixo à medida que o número de tanques aumenta, mas esta situação também aumenta o número de componentes do sistema, aumentando o trabalho da operação. Um número de 3 tanques é tido como bom pelos projetistas. Os reatores profundos são preferidos por: aumentarem a eficiência da aeração; descartarem uma maior fração de sobrenadante tratado; terem um custo relativo menor e requererem uma área menor (Ketchum, 1997).

Muitas estações de tratamento que atualmente utilizam RSBs, inicialmente não foram projetadas como um sistema RSB. A literatura registra vários casos de instalações que utilizavam outros processos de tratamento sendo modificadas para operar como sistemas RSB, embora estes não operem próximo às condições de regime permanente associadas ao fluxo de pistão. As configurações dos reatores destas instalações permaneceram essencialmente inalteradas; o mecanismo de descarga adaptado nestes locais, com bombeamento, difere um pouco do idealizado para RSB.

Segundo Wilderer e Irvine (1997), em uma revisão feita sobre estudos e pesquisas em RSBs, pode-se observar que o RSB fornece flexibilidade tanto no projeto como na operação de estações de tratamento de esgotos, flexibilidade muito superior a dada pelo sistema convencional de fluxo contínuo. Portanto, quando os projetos de estações de tratamento de águas residuárias estiverem na fase de avaliação, os engenheiros não devem descartar o sistema de batelada como uma alternativa satisfatória ao de fluxo contínuo.

Um processo para se projetar estações de RSB baseado na cinética das reações foi apresentado por Ng (1989), onde se utiliza o balanço de massa no reator após cada uma das fases, e se calcula, então, o período de tempo necessário para que os objetivos sejam atingidos. Este método, no entanto, ainda não foi utilizado em projetos de estações de tratamento em escala real, necessitando de uma verificação de suas equações cinéticas para que haja uma comprovação de sua eficácia.

4.6. REMOÇÃO DE NUTRIENTES

Novos limites vêm sendo adotados para a presença de nutrientes em efluentes. Estes limites não são facilmente atingidos sem que sejam feitos um planejamento minucioso da operação do sistema e a previsão das possíveis falhas do sistema.

4.6.1. Nitrogênio

Dos métodos propostos para remover nitrogênio, a nitrificação/desnitrificação biológica é um dos mais utilizados por apresentar as seguintes vantagens (Metcalf e Eddy, 1991):

- elevado potencial de eficiência de remoção;
- elevada estabilidade do processo;
- fácil controle do processo;
- menor área requerida; e
- custos moderados.

Vários sistemas de nitrificação/desnitrificação combinadas tem sido desenvolvidos nos últimos anos de forma a se evitar o alto custo decorrente da utilização de fontes externas de carbono orgânico, já que neste sistema se utiliza o carbono natural desenvolvido na água residuária. Os sistemas mais conhecidos são (Metcalf e Eddy, 1991):

- Processo Bardenpho (4 estágios), onde o reator tem duas seqüências de regiões anóxicas seguidas por regiões aeróbias, há uma recirculação da região aeróbia para a anóxica;
- Valos de Oxidação, com uma região anóxica seguida de uma aeróbia; e

- RSB, com uma fase aeróbia seguida de uma anóxica.

O processo pelo qual o nitrogênio amoniacal é convertido a gás ocorre em 3 etapas:

-
- nitrificação 1, onde a amônia é convertida em nitrito;
- nitrificação 2, com conversão do nitrito em nitrato; e
- desnitrificação, na qual o nitrato é convertido em gás nitrogênio.

Goronszy (1992) propôs um mecanismo onde a nitrificação e a desnitrificação ocorrem simultaneamente, com a primeira ocorrendo externamente aos flocos de lodo e a segunda ocorrendo no interior destes flocos.

Yang (1992), *apud* Demoulin (1997), sugere que pode ocorrer uma nitrificação incompleta, formando nitritos, devido a inibição das Nitrobacter em baixas concentrações de OD, seguida por uma desnitrificação se iniciando com o nitrito ao invés do nitrato.

A nitrificação só ocorre sob condições adequadas de OD. Em RSBs, ela ocorre durante o período de reação e em alguns períodos de enchimento aerado. A desnitrificação, por outro lado, necessita da ausência de OD (anoxia). Em RSBs, ela pode ocorrer na parte do enchimento sem aeração e durante as últimas três fases. A remoção de nitrogênio em RSB pode ser considerada mais eficiente que em sistemas de lodo ativado convencional (Silverstein e Schroeder, 1983).

Chin e Ng (*apud* Ng, 1989), em seus estudos, comprovaram que a desnitrificação pode ser realizada com o emprego de uma fonte endógena de carbono. A fase aerada da reação diminuiria rapidamente a concentração de substrato solúvel no líquido, seguida por uma fase anaeróbia onde a desnitrificação começaria.

Segundo Abufayed e Schroeder (*apud* Ng, 1989), a fonte de carbono utilizada para desnitrificação pode ser o lodo primário, dependendo da habilidade dos organismos desnitrificantes de hidrolisar e assimilar os seus compostos que estão na forma de partículas.

Cybis e Horan (1995) investigaram o uso potencial de medições "on line" de pH, redox e OD para o monitoramento dos processos de nitrificação e desnitrificação em RSB, sendo que o parâmetro operacional que se mostrou mais confiável foi o pH.

Okada *et al.* (1990) operaram um RSB em escala real no Japão. A concentração de OD sofria variações diurnas levando a ocorrência simultânea da nitrificação e da desnitrificação, em regiões distintas do reator com valores de OD distintos. Esta variação de OD também levou a uma remoção de fósforo no reator. O aumento da carga aplicada ao reator favoreceu a desnitrificação, manteve o nível de remoção de DBO, mas prejudicou a remoção de fósforo devido a uma produção de lodo insuficiente.

Cybis e Horan (1997) desenvolveram um experimento em um RSB de bancada, operado para realizar a nitrificação e a desnitrificação, durante 60 dias, com o intuito de comprovar a relação entre a população de protozoários e a eficiência do tratamento. Foi observado que o aparecimento de espécies de metazoários é um bom indicador de estabilidade na performance do sistema e na qualidade do efluente. Durante o estudo ocorreram variações cíclicas características na composição e densidade das espécies. Nos experimentos realizados, a água residuária era coletada 2 vezes por semana e, na chegada ao laboratório, era colocada em autoclave a 121°C de forma a prevenir possíveis mudanças em sua composição durante o período em que ficasse armazenada. O armazenamento era feito em câmara frigorífica a 4°C.

4.6.2. Fósforo

- Recentemente, um grande número de processos de remoção biológica de fósforo têm sido desenvolvido em alternativa ao tratamento químico. A remoção biológica do fósforo é conseguida quando o fósforo presente na água residuária é removido pela incorporação de

ortofosfatos, polifosfatos e fósforo orgânico ao tecido celular das bactérias presentes no lodo (Metcalf e Eddy, 1991). Os processos mais utilizados são:

- Processo A/O, com o reator dividido em uma região anaeróbia seguida de uma aeróbia;
- Processo PhoStrip, com o tratamento anaeróbio feito ao lado da linha principal de tratamento (no “anaerobic stripper”), na recirculação do decantador secundário para o reator aeróbio; e
- RSB, com uma fase anaeróbia seguida de uma aeróbia.

O mecanismo EBPR (do inglês “Enhanced Biological Phosphorus Removal”), ou assimilação exarcebada (do inglês “luxury uptake”), é a retirada de fósforo pelas bactérias em uma quantidade que exceda os 2,3% em peso de fósforo. Este é um valor típico da biomassa de sistemas de tratamento de esgotos tradicionais. O fenômeno EBPR ocorre quando se utiliza uma sequência de períodos anaeróbios e aeróbios em um sistema de lodos ativados, onde os produtos resultantes da fermentação, principalmente os ácidos graxos voláteis - VFAs, têm de estar presentes na fase anaeróbia (Randall *et al.*, 1997).

Processos especiais de tratamento, como o EBPR, se baseiam no desenvolvimento de culturas “ativadas” através da aclimatação da biomassa a condições operacionais específicas, que incluem: uma sequência anaeróbia-aeróbia; quantidade suficiente de DQO rapidamente biodegradável no afluente, e uma recirculação mínima de nitrato na zona anaeróbia. Um sistema com esta operação desenvolve o EBPR normalmente após 30 a 100 dias do início de operação do reator, com alta liberação de fosfato na fase anaeróbia e concentrações menores que 1,0 mg/l no efluente (Belia e Smith, 1997).

Belia e Smith (1997) operaram por 16 dias um RSB cuja operação era controlada por temporizadores. Ficou demonstrado que a adição de uma cultura pura de *Acinetobacter Iwoffii* a um lodo ativado sem capacidade de remover fósforo acelera o desenvolvimento de EBPR no sistema de 58 dias para 14 dias, em relação a um reator de controle com as mesmas condições operacionais sem adição da cultura. Os valores de SSTA estavam entre 2000 mg/l e 2800 mg/l, a idade do lodo foi mantida em 10 dias, a relação F/M variou entre 0,15 - 0,30 mg DQO/mg SSV.d, e a concentração de OD foi mantida abaixo de 0,5 mg/l no reator. Ambas as eficiências de remoção

de DQO e fósforo giraram em torno de 90%, sem a observação de uma liberação secundária do fósforo na decantação. Os autores observaram também que o EBPR é realizado por diferentes grupos de bactérias.

Danesh e Oleskiewicz (1997) observaram, em seus estudos no Canadá, que a falta de carbono disponível (traduzida por uma relação VFA/Psol. próxima de 1,1) e longos períodos anóxicos e anaeróbios eram as maiores causas da ineficiência obtida no sistema RSB convencional (não operado para ser um sistema EBPR). Para atingir as condições de EBPR foi empregada uma fermentação ácida do lodo primário em um processo de 3 estágios (anaeróbio-aeróbio-anóxico), com seu produto adicionado ao afluente do reator. O ciclo consistia no uso de 2 RSBs em série, sendo o primeiro anaeróbio e o segundo aeróbio. A fase anaeróbia no início do ciclo aumentou a relação VFA/Psol para 11,3, valor este propício ao EBPR.

Danesh e Oleskiewicz (1997) chamaram a liberação de fósforo na presença de VFAs de primária, enquanto que a que ocorre na ausência de VFAs foi denominada de secundária. A liberação secundária não é associada ao armazenamento de compostos orgânicos e deve ser evitada já que o fósforo liberado neste período não é removido pelas poli-P bactérias na fase aeróbia, comprometendo a performance de um sistema EBPR. A liberação secundária de fósforo pode ser causada por: um longo HRT na zona anaeróbia; uma fonte inadequada de compostos orgânicos no afluente; e uma atividade insuficiente de bactérias fermentadoras na zona anaeróbia.

O reator anaeróbio utilizado por Danesh e Oleskiewicz (1997) tinha um HRT de 12 horas e um lodo de 12 dias, com o misturador só sendo ligado nos últimos 15 minutos da reação. No reator aeróbio o HRT também era de 12 horas mas a idade do lodo era de 10 dias. O afluente utilizado foi a água residuária de uma planta piloto da universidade inglesa de Columbia, sendo coletado 3 vezes por semana e armazenado a 4°C. Os resultados obtidos demonstraram que a fermentação da água residuária bruta a montante de um sistema de remoção biológica de nutrientes é de extrema importância, e que a presença de VFAs durante a fase anaeróbia reduz a possibilidade de ocorrer uma liberação secundária do fósforo e aumenta a eficiência de remoção de fósforo. Danesh e Oleskiewicz (1997) concluíram que uma eficiência de remoção de fósforo maior pode ser atingida

ao se encurtar os períodos anaeróbico e anóxico do ciclo (para um máximo de 50 minutos), minimizando desta forma a chance de ocorrer uma liberação secundária de fósforo.

Presume-se que os polifosfatos (PP) fornecem energia para a assimilação anaeróbia de produtos fermentados (ácidos graxos voláteis - VFAs) durante a anaerobiose, sendo estes produtos armazenados como polihidroxialcanóides (PHA), dos quais o polihidroxibutirado (PHB) é o membro mais conhecido. Durante a fase subsequente de aerobiose os PHAs são metabolizados e a energia resultante é armazenada como PP, o qual auxilia a assimilação de P.

As espécies de microorganismos responsáveis pela remoção de P ainda não estão claramente definidas, e diferem de uma pesquisa para outra. Alguns tipos de bactérias presentes no lodo são capazes de remover e armazenar acetato em condições de anaerobiose sem a necessidade de hidrolizar o polifosfato, e outros tipos podem usar polisacarídeos ao invés de polifosfatos (Carucci *et al.*, 1997).

Cech *et al.* (*apud* Randall *et al.*, 1997) observaram em seus estudos que existiam 2 populações concorrentes nos sistemas EBPR, as poli-P bactérias e as bactérias G. O grupo responsável pela EBPR era o de organismos que acumulam polifosfato, as poli-P bactérias. O substrato anaeróbico era disputado com as bactérias G, as quais são predominantes quando a glucose é uma fração significativa do substrato afluente. As bactérias G utilizam o substrato sem o uso e produção de polifosfatos, prejudicando o mecanismo EBPR.

Embora os sistemas com remoção biológica de fósforo (EBPR) sejam o método mais econômico para remover fósforo de águas residuárias, até hoje a aplicação destes métodos tem sido limitada. Isto se deve ao fato das estações em escala real que utilizam este sistema demonstrarem, em muitos casos, uma grande variação nas eficiências obtidas na remoção de fósforo sem motivo aparente, além do que, mesmo com o grande número de pesquisa nesta área, os mecanismos presentes no sistema EBPR ainda não estão completamente explicados (Carucci *et al.*, 1997).

Em alguns casos é possível que o EBPR falhe mesmo sob condições de operação cuidadosamente controladas, pois diferentes bactérias (ou as mesmas bactérias sob condições diferentes) têm mais de uma possibilidade de produzir a energia necessária para a absorção e armazenamento de substratos em condições de anaerobiose. Estes dois processos, absorção e armazenamento de substratos, se caracterizam por demandas extremamente altas e depois baixas de energia (Carucci *et al.*, 1997).

Carucci *et al.* (1997) operaram durante 3 meses um RSB em escala de bancada, com um ciclo de 6 horas, com as fases de: 1 hora e 25 minutos anaeróbios (inclusive enchimento) e 4 horas aeróbias, seguidos de 28 minutos de decantação e 7 minutos de descarga, obtendo 98% de remoção de fósforo. Eles concluíram que na fase anaeróbia do RSB diferentes mecanismos podem, simultaneamente, provocar a absorção de fontes de carbono, particularmente quando diferentes substratos e culturas mistas estão presentes no reator. Foi observado que condições de alta transiência promovem a armazenamento de substratos, permitindo então que ocorra uma absorção rápida com uma demanda de energia muito baixa. Nestas condições a vantagem de armazenar substratos na fase anaeróbia não é exclusiva das poli-P bactérias, que têm a habilidade de retirar energia da hidrólise do polifosfato.

O RSB pode ser utilizado como um reator químico para remover fósforo com relativa economia nos custos (Ketchum *et al.*, 1987). Entretanto, devido ao custo relacionado ao tratamento químico não ser baixo, a remoção biológica tem sido utilizada em larga escala. A remoção de fósforo por meios biológicos em RSB, é obtida ao se colocar um período anaeróbio na chegada da água residuária bruta (fase de enchimento da batelada). Este período deve ser seguido por um aeróbio que promove a retirada de fósforo excedente pela massa de lodo (Metcalf e Eddy, 1991; Ketchum *et al.*, 1987).

A remoção de fósforo em uma estação real de RSB foi implementada com sucesso em Culver. A flexibilidade do RSB foi demonstrada ao atingir estas condições com simples mudanças operacionais (Irvine *et al.*, 1983). Manning e Irvine (*apud* Ng, 1989) verificaram que a remoção biológica de fósforo em RSB pode ser obtida com uma baixa relação DQO/TKN (7:5).

Jing *et al.* (1992) operaram 2 reatores sob as mesmas condições durante 3 anos. A única diferença entre os dois reatores era que o primeiro sistema (reator D) recebia uma porção de seu carbono orgânico na forma dissolvida como glucose e o segundo (reator P) recebia uma quantidade equivalente de material orgânico na forma particulada como amido. A diferença observada entre os dois sistemas se deu na forma e na região em que o fósforo era estocado pelas bactérias. No reator P, basicamente todo o polifosfato era estocado pelas células no interior da membrana citoplasmática (de alto peso molecular), enquanto que no reator D este fato não ocorria. Baseados nas taxas de degradação de polifosfato e de formação de ortofosfatos, os autores afirmaram que há uma grande probabilidade do polifosfato se degradar diretamente para a forma de ortofosfato no reator P, enquanto que no reator D há a possibilidade de formação de produtos intermediários nesta reação.

Randall *et al.* (1997) operaram 3 RSBs em escala de bancada durante 5 anos e 6 meses e observaram que os VFAs são importantes na seleção e indução da EBPR nas populações bacterianas, já que a adição de VFAs no afluente de dois reatores resultaram em uma otimização da EBPR, e em uma população bacteriana capaz de aumentar as remoções de fósforo em resposta ao respectivo aumento de VFA ou da concentração de P do afluente. O ciclo utilizado era de 8 horas com: 2 h. de fase anaeróbia; 4 h. de fase aeróbia, e 2 h para a decantação, descarga e repouso. A idade do lodo era de 6 dias e a única mudança feita no experimento foi na concentração de P afluente que no início era de 10 mg/l e passou a 20 mg/l. A fermentação do afluente no reservatório a montante dos RSBs resultou na formação de VFAs, sendo que com 16 horas a fermentação estava praticamente concluída.

Todos os RSBs tiveram oscilações significativas na remoção de P sem que houvesse nenhuma mudança operacional ou ambiental no reator. Estas oscilações que, provavelmente, estavam associadas com a dinâmica populacional interespecies, estão presentes em qualquer sistema onde houver a presença de culturas mistas (até no fluxo de pistão). Entretanto, podem ter sido intensificadas pela natureza do processo de RSB, já que este é caracterizado por uma presença de culturas mistas no reator, um funcionamento em regime não-permanente e uma alternância constante das características ambientais do reator (Randall *et al.*, 1997).

4.6.3. Nitrogênio e fósforo

A remoção combinada destes nutrientes tem-se demonstrado necessária nos últimos anos. A maioria dos processos de remoção combinada são variantes de processos de remoção de apenas um dos nutrientes, e usam um processo de lodos ativados empregando combinações de zonas anaeróbias, anóxicas e aeróbias para atingir seus objetivos, que são (Metcalf e Eddy, 1991):

- Processo A₂/O, que trabalha com uma idade do lodo (θ_c) de 15 dias, uma relação F/M de 0,2 e obtém efluentes com concentração de P menor que 2,0 mg/l. O reator tem uma região anaeróbia (HRT de até 1,5 h.) seguida de uma anóxica (HRT de até 1,0 h.) e, por fim, uma aeróbia (HRT de até 6,0 h.). Há recirculação da região aeróbia para a anóxica, com a razão de reciclo entre 100 e 300;
- Processo PHOREDOX (Bardenpho 5 estágios), que tem $\theta_c = 25$ dias, F/M = 0,15. O reator tem a seguinte seqüência de tratamento: uma região anaeróbia, uma anóxica, uma aeróbia, outra anóxica e uma última aeróbia. Há recirculação da primeira fase aeróbia para a anóxica, com a razão de reciclo de 400;
- Processo UCT (University of Cape Town), com $\theta_c = 20$ dias, F/M = 0,15. O reator tem a seguinte seqüência de tratamento: uma região anaeróbia, uma anóxica, outra anóxica e uma última aeróbia. Há recirculações da fase aeróbia para a segunda anóxica e da segunda fase anóxica para a anaeróbia, com a razão de reciclo entre 100 e 600;
- Processo VIP (Virgínia Initiative Plant in Norfolk, Virgínia), com $\theta_c = 10$ dias, e F/M = 0,15. O reator tem a seguinte seqüência de tratamento: uma região anaeróbia, uma anóxica, uma anóxica e uma última aeróbia. Há recirculações da fase aeróbia para a anóxica e da fase anóxica para a anaeróbia, com a razão de reciclo entre 200 e 400; e
- RSB, com uma fase anaeróbia, uma aeróbia e uma anóxica, podendo esta seqüência de tratamento ser considerada semelhante ao processo A₂/O. Os tempos alocados para cada fase diferem em cada caso, assim como o θ_c e a relação F/M.

Irvine *et al.* (1983) mostraram os resultados da operação de uma estação de tratamento de águas residuárias municipais com RSB em Culver, Indiana, USA. Eles observaram que a nitrificação e a desnitrificação em RSB ocorriam quase simultaneamente. Este fato acontecia devido à existência de regiões do reator com concentrações diferenciadas de OD, já que no período final do enchimento era providenciada aeração do jato de entrada do afluente.

Shin e Jun (1992) propuseram um método para desenvolver um sistema de remoção de fósforo com um curto período de estabilização. Este método consistia em retirar todo o substrato (fonte de carbono) no final da fase anaeróbia da reação, ficando o RSB sem fonte de carbono na fase aeróbia da reação. Isto era obtido ao se decantar o líquido misturado no final da fase anaeróbia, logo após se retirava o sobrenadante e então se enchia novamente o reator com uma água residuária sintética que continha todos os nutrientes, exceto o carbono. A remoção de fósforo pôde ser atingida em uma semana, com o método demonstrando boa performance (>98%), apesar dos impactos de carga impostos ao reator. Entretanto, o mecanismo EBPR só foi considerado estável após várias semanas.

Appeldoorn *et al.* (1992) utilizaram como fonte de carbono várias misturas de acetato e glucose com concentrações diferentes para tentar se obter um lodo com maior concentração de bactérias acumuladoras de polifosfato. A maior acumulação de fosfato pelo lodo ocorreu na razão acetato:glucose de 9:1 (110mg P/g de lodo seco).

Segundo Ng (1989), a necessidade de uma estratégia de controle particular depende das dificuldades que o sistema poderá enfrentar. Exemplos destas “dificuldades” são:

- a necessidade óbvia de manter toda a água residuária dentro dos tanques de reação, para evitar transbordamentos;
- a manutenção de condições anóxicas durante o enchimento para gerar microorganismos com boas características de sedimentação;
- a concentração de oxigênio dissolvido no reator deve exceder 1,5 mg/l para que ocorra a nitrificação e deve ficar abaixo de 0,5 mg/l para a desnitrificação;

- deve haver aeração suficiente durante a reação para que se obtenha uma remoção de substratos orgânicos; e
- em caso de presença de substâncias inibidoras de algum processo do tratamento biológico, o enchimento deve ser feito de forma a manter suas concentrações abaixo do limite de tolerância do sistema.

Yu *et al.*(1997) verificaram em seus estudos que o monitoramento dos valores de ORP e pH pode detectar com precisão os finais da nitrificação e da desnitrificação, podendo ser usados como parâmetros de controle do processo. Tanto os valores de “break-point”, “set-point” e “set-time” nas curvas de ORP e pH foram utilizados para estabelecer a estratégia de controle da estação. O controle em tempo real das operações, baseado nos valores de pH e ORP, exibiu uma performance melhor que a operação com tempos pré-fixados, reduzindo o tempo total do ciclo em 35% e economizando 42% de energia na fase de aeração. A “operação em tempo real” para remover fósforo e nitrogênio teve uma eficiência maior de remoção obtida com o processo de tempos pré-fixados.

O RSB é uma das tecnologias mais promissoras para o tratamento de águas residuárias geradas em locais com grandes flutuações, removendo muito bem tanto matéria orgânica como nutrientes em diferentes níveis de qualidade e quantidade dos afluentes (Rim *et al.*, 1997). No experimento desenvolvido por Rim *et al.* (1997), uma estação de tratamento funcionando em sistema de RSB obteve remoção de 70% de nitrogênio total e de 77% de fósforo total. O RSB operava com 3 ciclos distintos (de 6 horas, de 8 horas e de 12 horas), com uma reação anaeróbia seguida de uma aeróbia. O ciclo de 8 horas foi o que apresentou resultados melhores, com remoções de: 89% de PO₄-P e 73% de P total; 90% de NH₄-N e 65% TKN; e 85% de SS, sendo que a melhor remoção ocorria com a menor vazão afluente (4,73 m³). A amônia tinha concentração constante sob condições anaeróbias e tendia a zero sob aeróbias; os nitratos eram praticamente desnitrificados no início da fase anaeróbia e removidos em mais de 90% em 1 hora.

Em uma planta de tratamento de fluxo contínuo modificada para operar como RSB sem aumentar o volume dos tanques nem a capacidade dos sopradores, Choi *et al.* (1997) observaram

que a remoção de nutrientes era muito afetada pelas mudanças de pH devido aos períodos de desnitrificação e nitrificação; obtiveram, também, um lodo que demonstrou haver uma fração de remoção química de fósforo maior que a biológica (42% e 36% respectivamente). O ciclo era de 24 horas com mudança nos tempos alocados para cada fase: anaeróbia 3,9 h ou 5,9 h; aeróbia 16 h ou 12 h; e anóxica 3,9 h ou 5,9 h. Foi observado que ao aumentar o tempo da fase anaeróbia se aumentava a remoção de fósforo. Isto ocorria por causa da eliminação da inibição devida ao nitrato; o tempo de residência hidráulica considerado ótimo foi de 31 dias, e as eficiências de remoção foram: 97% de DBO; 99% de TKN; e 78% de fósforo solúvel, com uma redução de mais de 40% na demanda de oxigênio necessária para atingir estas eficiências.

Demoulin *et al.*(1997) operaram 2 reatores RSB em escala real (240 m³) com ciclos de 4 horas, sendo 1 hora para enchimento anaeróbio, 2 horas de reação aeróbia e 1 hora para decantação e descarga. Os reatores eram equipados com sensores de temperatura, nível de água, OD e ORP (potencial de oxi-redução), cujos sinais eram transmitidos diretamente para uma central de controle lógico programável. O monitoramento contínuo de OD e ORP simplificou as mudanças dos ciclos para atingir concentrações menores de fósforo e nitrogênio no efluente. Novamente o RSB demonstrou um alto grau de estabilidade no processo de tratamento, com uma capacidade de remoção de nutrientes maior que o processo convencional de fluxo contínuo com a mesma carga aplicada. A remoção de fósforo estava efetivamente estabelecida com 12 dias após a partida. Foi demonstrado que o quociente de fornecimento / demanda de oxigênio dissolvido é um parâmetro importante para a remoção de nutrientes.

Hamamoto *et al.* (1997) realizaram 8 meses de estudos com RSBs em escala de bancada, piloto e real, para avaliar a influência da relação entre tempo de aeração e tempo total do ciclo na eficiência do tratamento, bem como avaliar o funcionamento de um controle operacional realizado por um programa computacional baseado na lógica difusa (“Fuzzy Control”) da operação. O melhor ciclo (com taxa de aeração de 0,125) obtido foi: 3 horas de enchimento, onde 45 minutos eram misturados e 15 minutos eram aerados alternadamente; seguidas de 1 hora de decantação e 2 horas de descarga, com um volume de reciclo de 3/4 do volume total do reator. As remoções obtidas com a taxa de aeração de 0,125 foram de: TKN - 96% na escala real e 86% nas escalas piloto e

bancada; e P_{total} - 93% na escala real e 82% nas escalas piloto e bancada. O controle operacional realizado pelo programa de lógica difusa se mostrou capaz de selecionar tempos ótimos de mistura e aeração baseado nas análises dos valores de OD, pH, ORP, e nível de água nos reatores, obtendo resultados de eficiência de remoção melhores do que os obtidos com o controle através de tempos pré-fixados.

Tasli *et al.* (1997) em seus estudos em escala de bancada utilizaram um ciclo de 6 horas com: 15 minutos de enchimento estático; 1 hora e 30 minutos de reação anaeróbia (com mistura); 2 horas e 45 minutos de reação aeróbia; 45 minutos de decantação; e 45 minutos de descarga e repouso. A idade do lodo foi controlada em 8 dias, retirando-se do reator 1/8 do líquido misturado ao final da fase de reação diariamente. Os autores observaram que quando a taxa TKN/DQO afluente aumenta, com o resultante aumento de nitrogênio orgânico introduzido na fase anaeróbia, a eficiência da remoção de fósforo se reduz devido a uma redução na fermentação.

Bernardes e Klapwijk (1995) avaliaram a performance de um RSB com nitrificação, desnitrificação, remoção de fósforo e oxidação de carbono, para definir uma estratégia de modos operacionais que otimizasse estes processos. Seus estudos concluíram que a concentração de substrato rapidamente assimilável no afluente é muito importante para boas eficiências dos processos de remoção biológica de nutrientes, sendo fator limitante para a remoção de fósforo.

5. METODOLOGIA DE TRABALHO UTILIZADA

Nesta pesquisa foram utilizados recursos de duas Estações de Tratamentos de Esgotos da CAESB: a ETE Norte e a ETE Riacho Fundo. Na ETE Norte foram coletados o lodo de partida do reator e as alíquotas de água residuária que foram tratadas no laboratório. Os dados de projeto da ETE Riacho Fundo foram utilizados como parâmetro de comparação para os resultados obtidos no laboratório, e o ciclo operacional utilizado no experimento teve sua concepção baseada no ciclo de projeto da ETE Riacho Fundo.

5.1. A ETE NORTE

A Estação de Tratamentos de Esgotos Norte de Brasília (ETE Norte) é dotada de um processo de tratamento terciário com remoção biológica dos nutrientes fósforo e nitrogênio, complementado por polimento final do efluente, podendo tratar até 920 l/s (Neder, 1996; Andrade Gutierrez, s.d.).

O reator biológico pode operar através dos sistemas PHOREDOX ou UCT, de acordo com as recirculações interna da zona de aeração para a zona anóxica, da zona anóxica para a zona de fermentação e de recirculação de lodo para a zona de fermentação e anóxica. Uma das condicionantes de se poder operar com um ou outro processo está no conteúdo de teor de nitrato. Com concentrações de até 5,0 mg/l seria utilizado o processo PHOREDOX, com o lodo de retorno lançado na zona de fermentação; com teores acima de 5,0 mg/l o retorno dar-se-ia na zona anóxica, para não inibir a remoção de fósforo na zona de fermentação. Nos dois processos são mantidas as recirculações da zona aerada para a zona anóxica.

Sopradores injetam ar no fundo das zonas aeradas e de reaeração através de difusores cerâmicos (do tipo domos porosos) instalados nos tanques. A zona de fermentação do reator é provida de misturadores de lodo e a zona anóxica possui, além destes, uma bomba para recirculação para a zona de fermentação. Bombas na zona aerada permitem recircular o lodo para a zona anóxica. O efluente dos reatores alimenta os decantadores secundários.

A idade do lodo prevista e utilizada na ETE Norte é de 10 dias, sendo o descarte efetuado através do próprio reator. Desta maneira 1/10 de volume de lodo do reator são descartados diariamente através de um vertedor retangular. O controle de oxigênio nos reatores tem como “*set point*” 2,75 mg/l de OD. A ETE Norte foi projetada para trabalhar com 4.500 mg/l de SSTA (sólidos em suspensão na zona de aeração), mas com condições de 3.500 mg/l tem-se conseguido resultados operacionais satisfatórios em termos de remoção de nitrogênio, fósforo e DQO (dentro da faixa de projeto). A avaliação do desempenho dos reatores biológicos em operação conjunta com os decantadores secundários é feita em função destas três remoções, sendo que o projeto previa as seguintes características (Adrade Gutierrez, s.d.):

DQO Afluente = 315,0 mg/l	DQO Efluente < 20,0 mg/l
TKN Afluente = 46,0 mg/l	TKN Efluente < 4,0 mg/l
Ptotal Afluente = 7,4 mg/l	Ptotal Efluente < 1,0 mg/l

Diversos parâmetros de controle operacional têm que ser avaliados diariamente para que se consiga a eficiência desejada no projeto (como OD, DQO, IVL etc.) em amostragens simples ou compostas em pontos distintos da ETE.

Nos decantadores secundários, o lodo biológico é separado do efluente líquido clarificado, escoando por vertedores superiores e sendo encaminhado para o polimento final (se necessário).

5.2. A ETE RIACHO FUNDO

A ETE Riacho Fundo atenderá A uma população de 40.000 habitantes, com tratamento terciário de seus afluentes, permitindo a remoção de matéria orgânica e de nutrientes como o fósforo e o nitrogênio (Neder, 1996; Caesb, 1995). O tratamento biológico dar-se-á a partir de um tanque fermentador, onde haverá uma solubilização da matéria orgânica através de um processo de digestão anaeróbia. O efluente do tanque fermentador se dirigirá de forma alternada para um dos 3 tanques de reação (que funcionarão como Reatores Seqüenciais de Batelada, RSBs) onde ocorrerá o restante do tratamento biológico. O tanque fermentador também poderá servir como um tanque de equalização no caso de variações significativas da vazão afluente.

Os tanques de reação biológicos (RSBs) terão o seguinte funcionamento para cada um de seus ciclos (Caesb, 1995):

- **enchimento** anaeróbio sem mistura, usando 1/3 do tempo total previsto para esta fase, o limite é de 1 hora;
- **enchimento** anaeróbio com mistura, usando 1/3 do tempo previsto para esta fase, o limite é de 1 hora;
- **enchimento** aeróbio com mistura, usando 1/3 do tempo previsto para esta fase, o limite é de 1 hora;
- **reação** aeróbia, aeração por até 4 horas, com o “set-point” inicial de OD nesta fase de 1,5 mg/l;
- **reação** anóxica, só com mistura por até 1 hora;
- **decantação**, sem equipamentos ligados, por até 1 hora;
- descarte do lodo excedente, onde a duração é estabelecida pela operação em função da idade e condição de adensamento do lodo;

- **descarga** do efluente clarificado, onde o tempo desta fase depende do nível mínimo no tanque, estabelecido pela operação e controlado pelo seu medidor de nível; e
- **repouso**, quando os misturadores podem permanecer desligados ocorrendo uma alternância entre fases anóxicas e aeróbias de 15 minutos até que se inicie um novo ciclo de operação (novo enchimento).

A estação dispõe de um sistema de controle operacional programável, através do uso de um Controlador Lógico Programável, com a função de monitorar, controlar e comandar o funcionamento hidráulico da ETE, bem como de alguns parâmetros do processo de tratamento, sendo o gerenciamento de todo o processo de tratamento baseado nas leituras dos seguintes dados (Caesb, 1995):

- nível de água e cálculo da vazão na caixa de entrada;
- nível de água em cada RSB e no digestor aeróbio;
- nível de OD de cada RSB na fase aerada e do digestor aeróbio; e
- medida de vazão e totalização do volume na entrada do digestor aeróbio.

5.3. CONSTRUÇÃO DO MODELO DE RSB EM ESCALA DE BANCADA

De posse dos dados obtidos na etapa anterior sobre RSB e a partir da experiência do autor na construção de modelo de RSB (Gomes, 1994), foi concebido um novo modelo de RSB em escala de bancada. Tal modelo foi construído aproveitando parte do sistema já instalado (Souza e Gomes, 1995), e operou automaticamente de 14 de janeiro de 1997 até 28 de abril de 1997.

Dentre os modelos em escala de bancada de RSB citados na literatura, a forma de sua seção transversal era circular ou retangular. Muitos deles foram construídos em acrílico (Dornellas e Figueiredo, 1991), vidro (Hsu, *apud* Ng, 1989), ou PVC (Herzburn *et al.*, 1985). Dennis e Irvine (1979) descreveram reatores cilíndricos com 44,5 cm de altura e 15,2 cm de diâmetro, enquanto

que Hsu (*apud* Ng, 1989) usou reatores que possuíam 56 cm de altura e 8,9 cm de diâmetro. Ma *et al.* (*apud* Ng, 1989) trabalharam com um reator de 45 cm de altura com uma seção transversal quadrada (15 cm x 15 cm). Praticamente todos os reatores tinham um volume útil entre 10 litros e 12 litros.

Esses reatores eram equipados com difusores de pedra porosa e em alguns casos com agitadores, que podiam ser magnéticos (Herzburn *et al.*, 1985) ou em rotores de palhetas (Irvine e Busch, 1979). Uma bomba peristáltica era usada para encher o RSB enquanto que outra bomba ou uma válvula solenóide era usada para drená-lo (Irvine e Busch, 1979; Herzburn *et al.*, 1985).

As diferentes operações (bombeamento, agitação, aeração) eram controladas automaticamente por temporizadores (Herzburn *et al.*, 1985). Um microprocessador baseado no tempo controlava as bombas, válvulas e o compressor de ar nas pesquisas de Dennis e Irvine (1979) e Irvine e Busch (1979).

Na concepção do modelo construído para este trabalho, foram cogitados vários materiais com possibilidade de uso, sendo sempre que possível abandonada a utilização de componentes metálicos em locais onde houvesse contato direto com a água residuária, já que a corrosão destes componentes poderia levar a erro nos resultados, mesmo que protegidos com tinta epoxi.

Para simplificar o sistema, evitar problemas e minimizar os custos, optou-se por trabalhar com escoamentos por gravidade sempre que possível. Apenas utilizou-se bombeamento no recalque do afluente para o reservatório superior. Um esquema do modelo construído em escala de bancada pode ser melhor visualizado na figura 5.1.

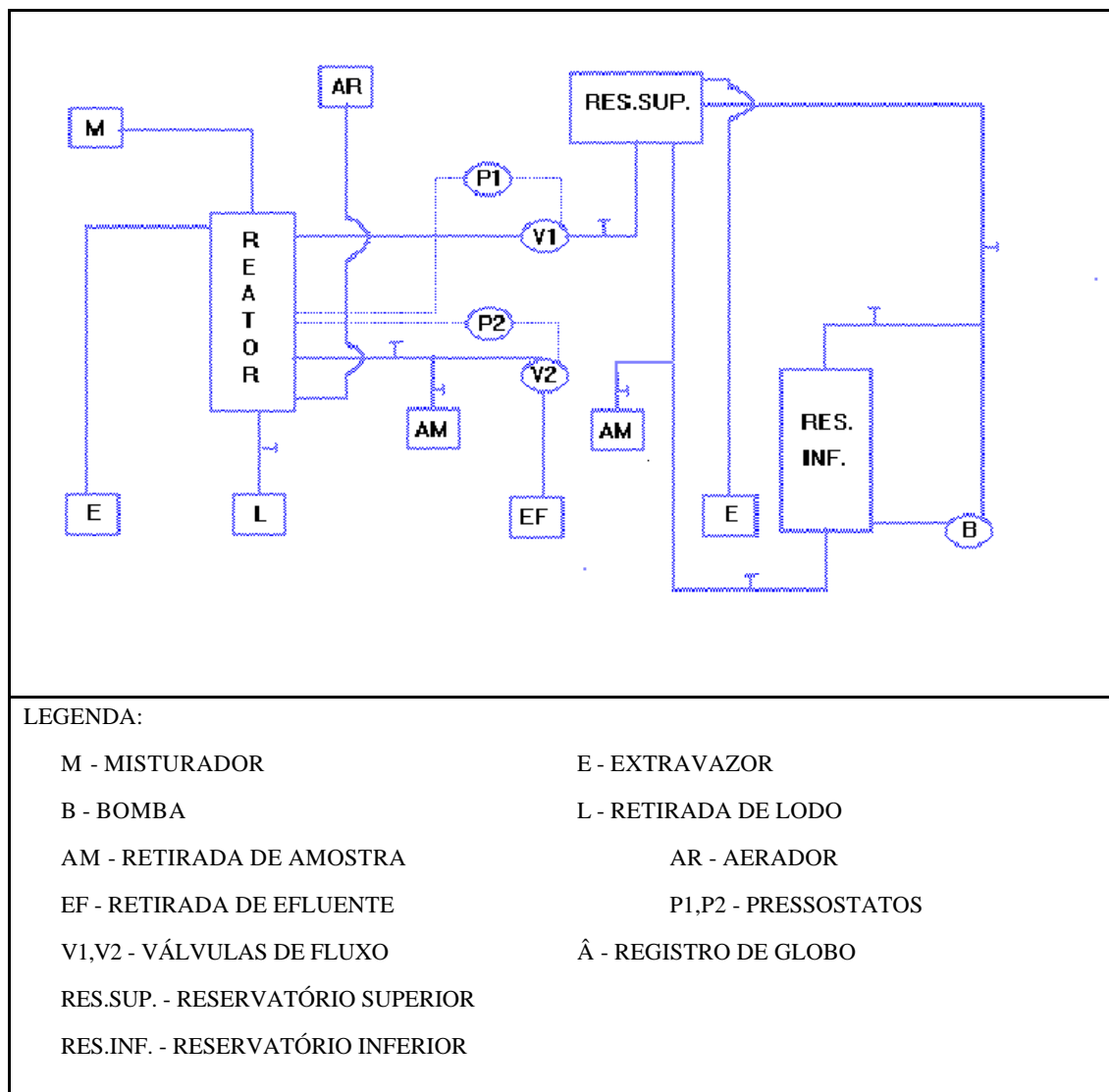


FIGURA 5.1. Esquema do reator em escala de bancada

Os reservatórios do afluente, do efluente e do lodo são de plástico, tendo sido utilizados recipientes originários de outro usos. O reservatório inferior consiste em um tambor plástico de 200 litros, cujo uso original era para o armazenamento de extrato de tomate. Os reservatórios para armazenar o efluente tratado e o lodo descartado são tambores plásticos de 25 litros que eram usadas como bombonas de produtos de limpeza.

O reservatório superior e o reator foram construídos em acrílico (opção feita entre este material, vidro, PVC, aço etc.), sendo utilizada uma chapa de quatro milímetros de espessura, a qual

foi cortada e colada com clorofórmio para se obter o formato desejado. O reservatório superior tem formato cúbico com uma aresta de 36 cm.

A seção transversal da base do reator escolhida foi a retangular com (14 x 18) cm e uma altura de 50 cm. A relação largura x profundidade do reator foi selecionada de forma a proporcionar um maior tempo de contato entre o líquido e o ar, e também para conter um volume útil de 10 litros, além de ter uma borda livre, para segurança.

Foram feitos 4 orifícios em uma das paredes laterais do reator, espaçados uniformemente na altura, de forma a ser possível variar os diversos arranjos de enchimento, aeração e descarga do efluente. Deste modo, tem-se a possibilidade de simular situações similares às que ocorrem em escala real. Na pesquisa em questão, o orifício mais alto (próximo à borda livre) foi utilizado para o enchimento do reator com água residuária bruta, o segundo orifício não foi utilizado, ficando apenas como opção para alguma futura mudança, o terceiro orifício serviu para a conexão dos aeradores ao reator, e o último orifício serviu para a retirada do efluente tratado. Foi feito também um orifício no centro da base do reator para se retirar o lodo decantado ou o líquido misturado do interior do reator, além deste servir como ponto de conexão com as mangueiras dos pressostatos.

O reator e o reservatório superior foram dotados de extravazores para evitar um possível transbordamento por suas faces superiores. O líquido extravazado era descartado por mangueiras com diâmetro interno de 3/4" em tambores plásticos similares aos de descarte de lodo.

O reservatório superior dispunha de um orifício em sua base conectado à base do reservatório inferior por uma mangueira com diâmetro interno de 3/4". Esta mangueira dispunha de um registro de globo de PVC de forma a permitir uma possível mistura entre os volumes dos reservatórios inferior e superior. Nesta mangueira foi colocado um "T" com um registro por onde foram retiradas as amostras de água residuária bruta.

Foram utilizados aeradores de aquário para a fase de reação aeróbia. O funcionamento destes aeradores é simples, baseado apenas em uma bobina e um ímã, evitando desta forma o uso

de um motor. Como os aeradores em funcionamento pleno criam correntes internas de líquido que proporcionam uma perfeita mistura do líquido no reator, não se utilizou o misturador mecânico no período de reação que fosse aerado.

Para controlar a entrada do afluente e a saída do efluente do reator, foram utilizados dois dispositivos adaptados de máquina de lavar roupa com um pressostato que controla uma válvula de fluxo automática, modelo 00320.301 da marca BRASTEMP. Este controle é feito pelo nível de líquido no reator. No pressostato 1 (P1), que controla a entrada de afluente bruto, a válvula de fluxo abre-se quando, ao se iniciar a batelada, o nível de líquido está abaixo do estipulado pela regulagem da altura de P1, e fecha-se quando este nível é atingido. No pressostato 2 (P2), que controla a saída de efluente tratado, a válvula se abre quando, ao se iniciar o período de descarga, o nível de líquido se encontra acima do estipulado pela regulagem da altura de P2, e fecha-se quando este nível é atingido.

Todas as mangueiras utilizadas no modelo são transparentes, de forma a facilitar a visualização de seu interior, permitindo rapidamente a detecção de possíveis entupimentos. As mangueiras tem diâmetro interno de 1/2" ou de 3/4".

As conexões das mangueiras são de plástico, tendo sido aproveitados os adaptadores da marca AKROS encontrados em lojas de material hidráulico. Em todos os pontos de conexão, entrada e saída de líquidos foram colocadas abraçadeiras para evitar vazamentos resultantes da fadiga do material das mangueiras.

Foram utilizados registros de globo da marca TIGRE de 1/2" e de 3/4" nos pontos de retirada de amostras do afluente e do efluente, e à montante das válvulas de fluxo, para permitir a sua limpeza periódica.

Para o recalque do afluente, tornou-se necessário adaptar um conjunto moto-bomba, em que o motor utilizado é da marca WEG de 1/2 C.V. e a bomba é da marca DANCOR modelo 102, de rotor aberto, ideal para "água suja", evitando assim entupimentos e danos no equipamento. Como

a capacidade de vazão da bomba é muito alta (10 m³/h), para se obter condições de baixa vazão (necessárias no experimento) optou-se por uma linha de retorno do líquido recalado para o reservatório inferior, e por colocar um registro de gaveta parcialmente fechado na linha de recalque para o reservatório superior, seguido de um estrangulamento de sua seção interna (redução de diâmetro), aumentando a sua perda de carga e conseqüentemente diminuindo a vazão.

As tubulações de sucção e de recalque são de PVC com um diâmetro interno de 1 1/4". A linha de retorno tem 1" de diâmetro e a linha de chegada ao reservatório superior é de 3/4" de diâmetro, ambas de PVC.

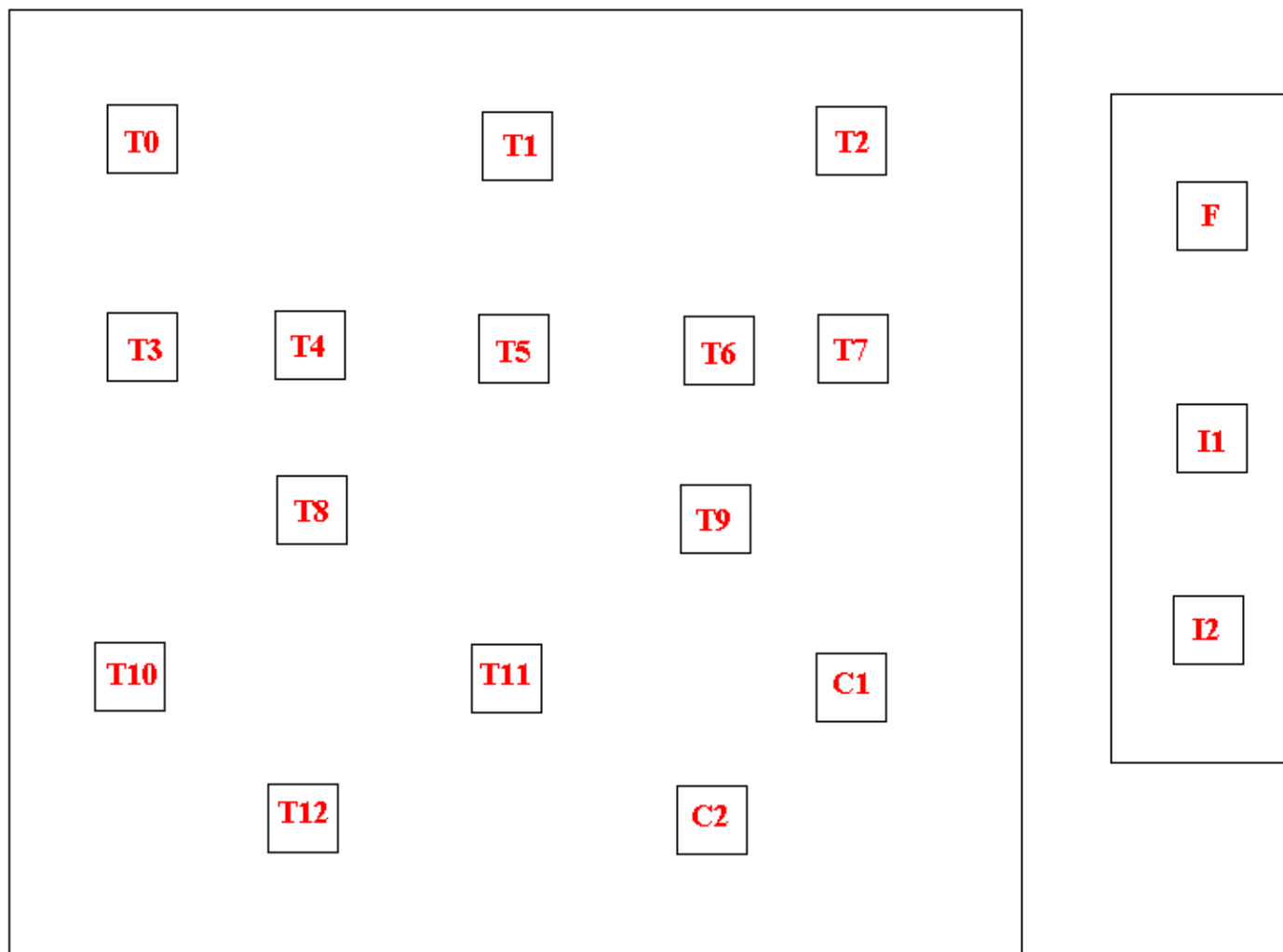
Para a fase de reação sem aeração, foi utilizado um misturador mecânico marca ÉTICA, o qual tem um controle que permite a variação do gradiente de velocidade da rotação de seu eixo. Foi adaptado um eixo com um comprimento de 55 cm, maior do que o eixo original da fábrica. As paletas do eixo adaptado são similares às do eixo original.

O modelo utilizado neste experimento tem seu ciclo controlado por um modo operacional de tempos pré-fixados. Portanto, houve a necessidade de se utilizar temporizadores (relés de tempo) para poder se controlar os tempos de cada fase de um ciclo. O relé de mais simples manutenção, operação, reposição e de menor custo encontrado no mercado do DF foi o da SIEMENS, modelo 7PU0020/4A. Foram necessários 10 relés (T1 À T10) com faixa de ajuste de 6 a 60 minutos para controlar as fases de reação (aeróbia, anaeróbia e anóxica) e decantação. Para o controle das fase de enchimento e descarga foram utilizados 2 relés (T0 e T11) com faixa de ajuste de 1 a 6 minutos; e para a fase de repouso foi utilizado um relé (T12) com faixa de 6 a 60 segundos.

Para as ligações elétricas, foram utilizados condutores isolados com PVC, cujo dimensionamento foi feito de acordo com as normas vigentes (Creder, 1992), resultando em uma seção transversal de 1,5 mm² para o circuito de comando (seção mínima). Para o conjunto moto-bomba e para a alimentação da bancada a seção foi de 2,5 mm².

Optou-se por montar dois circuitos distintos: um para o conjunto moto-bomba e outro para o quadro de comando das operações do sistema. Além de haver uma diferença de potência entre o conjunto de recalque e o resto do sistema, o acionamento da bomba é ocasional e o sistema tem funcionamento contínuo. O primeiro circuito tem por finalidade apenas manter o reservatório superior de afluente no nível desejado (com capacidade de 40 l). Para isso basta ligar o conjunto de recalque através do interruptor 1. O segundo circuito é o circuito de comando da operação do reator, que deve ser mantido permanentemente ligado pelo interruptor 2. Um esquema do quadro de comando e dos interruptores está na figura 5.2.

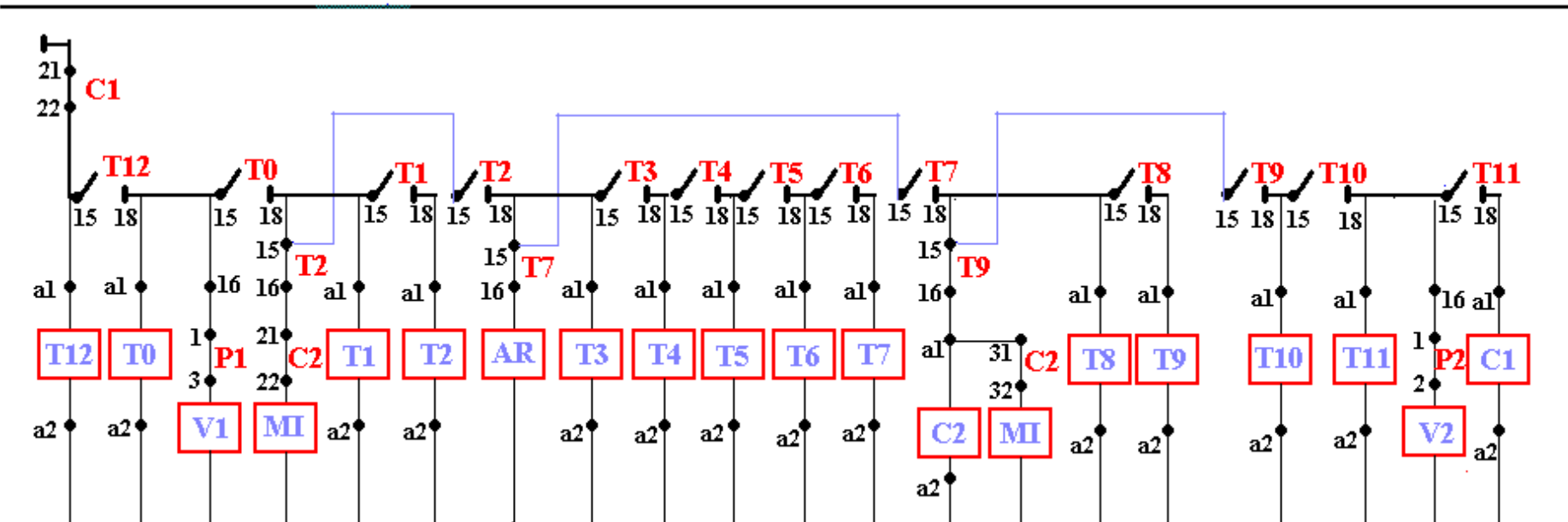
Para controlar todas as operações do sistema foi necessário montar um circuito de comando, cuja esquematização está na figura 5.3. Foi necessária a colocação de um relé auxiliar nas linhas que alimentam o misturador, para evitar que a corrente fizesse um percurso contrário ao desejado no circuito, provocando uma "pane" no sistema.



T0 À T12 - TEMPORIZADORES
I1,I2 - INTERRUPTORES

C1,C2 - CONTADORES AUXILIARES
F - FUSÍVEL

FIGURA 5.1. Esquema do quadro de comando do sistema



LEGENDA:

T0 À T12 - TEMPORIZADORES

P1,P2 - PRESSOSTATOS

AR - AERADOR

15,16,18 - CONTATOS DOS RELÉS

21,22,31,32 - CONTATOS DOS CONTADORES AUXILIARES

V1,V2 - VÁLVULAS DE FLUXO

MI - MISTURADOR

a1,a2 - CONTATOS DE ENERGIZAÇÃO DOS RELÉS

1,2,3 - CONTATOS DOS PRESSOSTATOS

Figura 5.2. Esquema do circuito de comando do sistema

Foi utilizada uma chave interruptora para função de liga e desliga do sistema (I2) e outra para o bombeamento (I1). Como a corrente máxima da bancada é de 5 amperes, um fusível DIAZED de 6A foi utilizado como dispositivo de proteção do sistema (F). A escolha deste fusível foi feita com base na sua maior sensibilidade às variações de tensão.

No caso de ocorrer uma falta de energia no laboratório, o circuito, ao ser religado, fará com que o ciclo de tratamento retorne ao seu início (vide fluxograma). Este procedimento colocará o líquido na fase inicial da reação, só com a mistura mecânica, evitando dessa forma a perda do lodo quando houver pequenos períodos de interrupção de energia. A colocação de um dispositivo "no-break" não foi realizada ficando como recomendação.

O modelo construído teve um custo total inferior à R\$ 1.000,00, valor referente ao mês de junho de 1997. Os maiores valores gastos foram referentes aos relés de tempo, contadores auxiliares e a bomba de recalque. O valor total citado não inclui o custo da grade metálica de apoio da estrutura do modelo, a qual teve um custo de R\$ 600,00. O modelo construído em escala de bancada pode ser visto na figura 5.4. Um detalhe do conjunto de sucção e recalque pode ser visto na figura 5.5.

(a)

(b)

FIGURA 5.4. Modelo construído

(a) Conjunto de sucção e recalque

(b) Quadro de comando

FIGURA 5.5. Detalhes do reator

5.4. OPERAÇÃO DO MODELO DE RSB

O modelo de RSB em escala de bancada teve o início de sua operação no dia 14 de janeiro de 1997 e o encerramento no dia 28 de abril de 1997, completando, assim, 105 dias de funcionamento ininterrupto. A inicialização se deu com 6 litros de lodo coletados no trecho final dos reatores aeróbios da ETE Norte. O afluente a ser tratado no laboratório, utilizado durante toda a pesquisa, foi o efluente dos decantadores primários da ETE, de forma a simular um tratamento secundário. Um detalhe do reator em operação pode ser visto na figura 5.6.

No dia 28 de abril o reator teve um fissuramento (descolou) em uma aresta devido, provavelmente, a um aquecimento da cola utilizada, decorrente do contato com o cabo de alimentação de energia do misturador. Todo o líquido no interior do reator escoou para o chão do laboratório, interrompendo desta forma o experimento.

A coleta do lodo e das alíquotas de água residuária foi feita manualmente conforme figura 5.7. A coleta de 120 litros de efluente dos decantadores primários era feita 2 vezes por semana, sempre no período matutino. O material coletado era armazenado no reservatório inferior sendo que, a partir do dia 10 de fevereiro, 60 litros eram despejados no reservatório inferior e o resto era acondicionado em uma geladeira à uma temperatura média de 4°C, de forma a reduzir a atividade biológica neste volume.

(a)

(b)

FIGURA 5.6. Detalhe do reator em operação

(a)

(b)

FIGURA 5.7. Coleta de lodo e água residuária na ETE Norte

O tempo de residência hidráulica (HRT) do afluente no reservatório inferior era de 3 dias; no reservatório superior de 1 dia; e no reator inicialmente foi adotado um tempo de residência de microorganismos (θ_c), ou seja a idade do lodo, de 10 dias. Esta idade de lodo era obtida retirando-se diariamente 10% do volume do reator no final da fase de reação (alíquota utilizada para se determinar o teor de lodo e o SSTA). Durante a operação observou-se que o volume de lodo no interior do reator estava diminuindo e, em função deste fato, aumentou-se o θ_c para 12 dias e depois 15 dias, de forma a evitar uma perda total do lodo.

O volume de reciclo utilizado no experimento era de 1/3, ou seja, na descarga do efluente clarificado apenas 2/3 do volume do reator eram esvaziados ficando 1/3 deste volume a espera do novo ciclo. O RSB foi operado com um modo operacional baseado em fases com tempos pré-fixados. Foram utilizados 2 ciclos distintos na operação do RSB, ambos com o mesmo modo operacional, que pode ser visto na figura 5.8., mas com variações nos tempos alocados para cada fase.

O primeiro ciclo consistia em utilizar como períodos de cada fase do tratamento, tempos que se encontrassem dentro das faixas previstas pelo projeto da ETE de Riacho Fundo, de forma a tentar simular a operação desta ETE. O ciclo era de 8 horas, com: 1:40 horas de fase anaeróbia, compreendendo o enchimento estático e a reação misturada; 4 horas e 10 minutos de fase aeróbia, com aeração constante; 1 hora e 10 minutos de fase anóxica, com a reação misturada; 50 minutos de decantação; com a descarga e o repouso tendo uma duração em torno de 10 minutos.

Na batelada nº 210, no dia 05 de abril, o ciclo operacional que vinha sendo utilizado no controle do RSB foi modificado, na tentativa de se atingir uma eficiência de remoção de fósforo satisfatória, baseada nos ciclos constantes na literatura (Danesh e Oleskiewicz, 1997; Rim *et al.*, 1997). O novo ciclo tinha uma duração de 6 horas e 30 minutos. Os tempos alocados para as fases anaeróbias e anóxicas foram reduzidos para 45 min. para tentar se evitar uma possível liberação secundária de fósforo; o tempo de decantação também foi reduzido, passando a ter uma duração de 40 min.

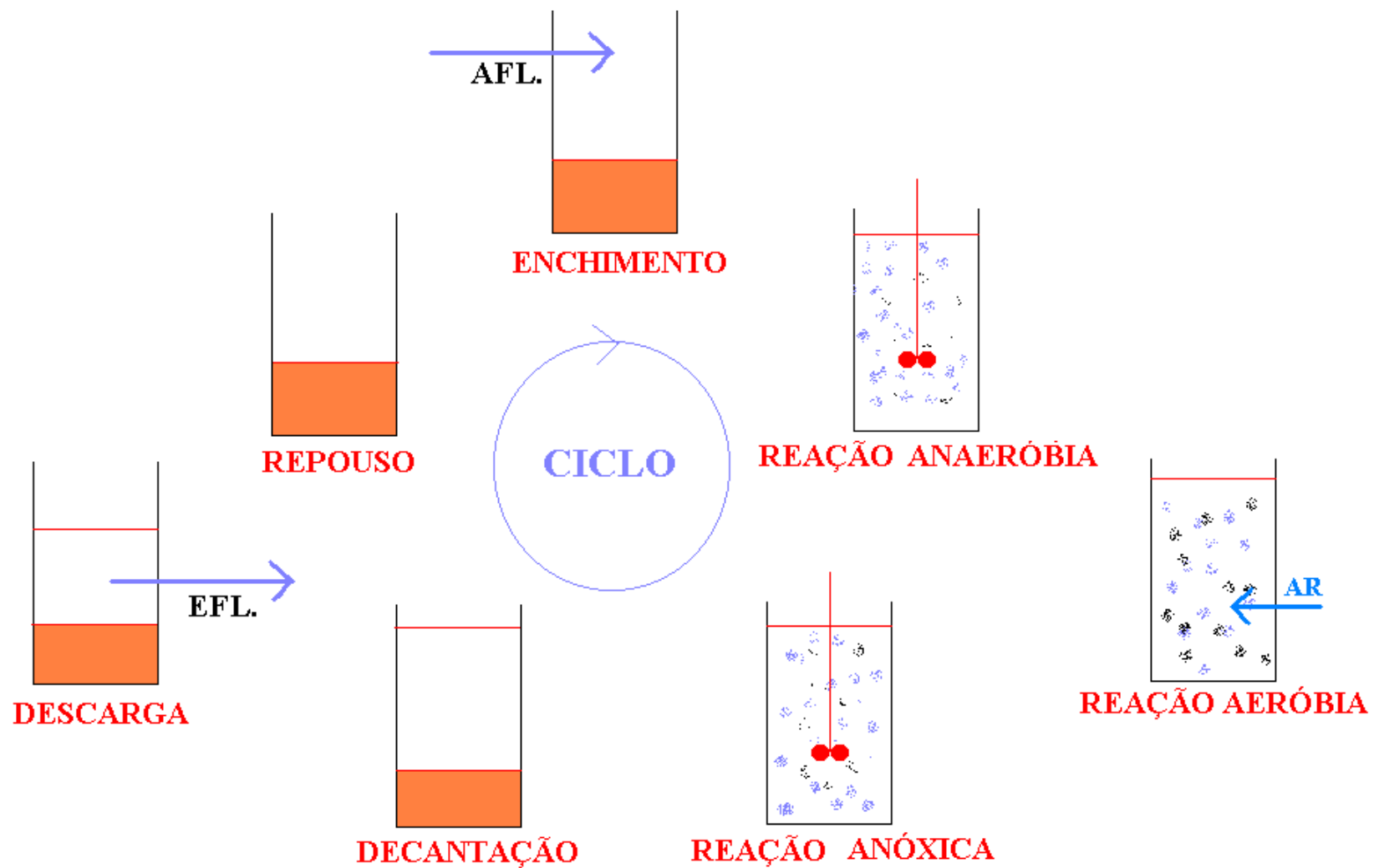


FIGURA 5.8. Ciclo operacional utilizado no experimento

As válvulas de controle de entrada de afluente e saída de efluente do reator tem uma “grade” na sua entrada para proteção de seus componentes internos, a qual necessitava de uma limpeza diária para evitar problemas relacionados a entupimentos.

Durante a operação do modelo ocorreram algumas quedas de energia, fazendo com que o ciclo voltasse ao seu início. Como não há no modelo nenhum dispositivo de controle da hora em que estas quedas ocorriam, não pôde se saber em que momento o ciclo fora interrompido, não sendo possível se avaliar os impactos causados na biocenose atuante no reator.

5.5. ENSAIOS REALIZADOS

Para poder se fazer a verificação da eficiência da operação do RSB no laboratório foram feitas análises dos seguintes parâmetros: pH; OD; DQO; TKN; fósforo total; sólidos suspensos; lodo sedimentado ou teor de lodo; e IVL.

Os ensaios de SSTA e lodo sedimentado utilizaram como amostras as alíquotas de 1 litro de líquido misturado do reator (no final da fase de reação) retiradas para manter a idade do lodo no valor desejado, sendo os ensaios realizados no mesmo período do dia. Os ensaios de OD eram realizados colocando-se o sensor do equipamento de medição no interior do reator, com leitura instantânea.

As amostras eram alíquotas de 500ml retiradas do reservatório superior para a análise do afluente, e 500 ml da saída de efluente tratado do reator para a análise do efluente. As amostras eram então armazenadas em um refrigerador à uma temperatura média de 7°C , sendo feitas as análises dentro de um período de no máximo 21 dias.

Os métodos e equipamentos utilizados nas análises laboratoriais utilizados neste estudo estão descritos a seguir.

5.5.1. Ensaio segundo o Standard Methods (APHA, 1997)

pH - Método eletrométrico, realizado em um peagâmetro da Micronal, modelo B-221; com um eletrodo de platina imerso em gás hidrogênio numa cápsula de vidro, segundo o Standard Methods 4500 H (APHA, 1997).

OD - Método eletrométrico, realizado no equipamento: Digital O₂ Meter da Schott-Geräte, modelo CG-867; baseado no Princípio de Clark, com um cátodo de platina e um ânodo de prata em um célula eletrolítica, onde é aplicada uma tensão de 800 mV para polarização. Ensaio realizado segundo o Standard Methods 4500 O (APHA, 1997).

IVL - Feito segundo orientação do Standard Methods (APHA, 1997).

Sólidos Suspensos - Realizado conforme o Standard Methods (APHA, 1997).

5.5.2. Ensaio segundo o manual da CETESB (Silva, 1977)

TKN - Método titulométrico, realizado conforme o Manual da CETESB (Silva, 1977). O ensaio da CETESB é uma simplificação do Standard Methods (APHA, 1997).

Teor de lodo (LS) - Realizado no Cone de Imhoff e em uma proveta de 1 litro, conforme o Manual da CETESB (Silva, 1977). O ensaio da CETESB é uma simplificação do Standard Methods (APHA, 1997).

5.5.3. Ensaio segundo procedimentos da CAESB

Fósforo total - Método colorimétrico, realizado segundo procedimentos adotados pela CAESB nas suas análises laboratoriais, utilizando o equipamento Espectofotômetro da Micronal, modelo B-380. O ensaio da CAESB é uma simplificação do Standard Methods (APHA, 1997).

DQO - Método titulométrico, realizado no equipamento COD Reactor da Hach, modelo 45600; onde 25 tubos de ensaio são incubados à uma temperatura de 150°C. Ensaio realizado utilizando o Sistema de teste Hach para a determinação da DQO, que é uma simplificação do Standard Methods (APHA, 1997).

Os valores de OD, DQO e fósforo constantes na tabela A.1. em anexo, podem ter inseridos erros devidos aos métodos de ensaio ou amostragem utilizados:

OD – a calibração do aparelho não foi obtida na exposição do sensor ao ar conforme o primeiro procedimento constante em seu manual, sendo feita na água saturada (segundo procedimento), obtendo valores muito próximos aos da tabela de correção devido a pressão feita para a calibração (constante no anexo 2), mas nunca se atingiu o valor exato;

DQO – o método utilizado (HACH) se mostra muito bom para valores de medição acima de 80 mg/l, mas não é muito preciso para valores baixos de DQO, segundo o laboratório de análises da CAESB (Pereira, 1997). Entretanto, foi utilizado por sua característica de rapidez e simplicidade, já que o objetivo do experimento era de remoção de nutrientes, ficando a remoção de matéria orgânica apenas para ilustrar e comprovar a sua ocorrência;

Fósforo – o método de medição de fósforo utilizado neste experimento é o mesmo utilizado pela CAESB em suas ETEs, mas talvez tenha tido erros associados a amostragem e também, provavelmente, a relação de escalas (real/bancada) e ao local de coleta do efluente tratado.

A relação de escalas pode ser traduzida, principalmente, pela perturbação da camada de lodo sedimentado que ocorre durante a fase de descarga do efluente clarificado. Esta perturbação, que em escala real é insignificante, não pode ser desprezada na escala de bancada.

A coleta era feita por uma mangueira que começou a acumular “vestígios” de lodo, que eram carregados para as amostras. Como o volume de amostra a ser ensaiado é muito pequeno (5,0 ml) qualquer presença mínima de lodo seria causadora de incrementos nos resultados, por exemplo: uma fração de floco com 1,0 mg de peso seco de um lodo de um sistema EBPR contém aproximadamente 5% de fósforo, ou seja 0,05 mg, se este floco fizer parte de uma amostra ensaiada de 5,0 ml, ele sozinho será responsável por uma concentração à 10,0 mg/l.

Uma possível solução seria filtrar o efluente para o ensaio, ou então decantar a amostra em um Cone de Imhoff e levar para o ensaio uma alíquota superior do Cone. No experimento, estes procedimentos não foram adotados, ficando como recomendação para trabalhos posteriores.

5.5.4. Teste estatístico

A análise estatística dos dados foi feita pelo programa *Statistical Package Social Science* da SPSS Inc.

6. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Utilizando os equipamentos e a metodologia citados no item anterior foram obtidos os dados presentes na tabela A.1., em anexo. Estes dados são referentes à operação do RSB no Laboratório de Análise de Água da UnB. A operação teve uma duração de 105 dias, durante os quais ocorreram 290 ciclos (bateladas).

Como nas primeiras 4 semanas ocorre um período de estabilização da biocenose do lodo, os valores de remoção sofrem variações muito grandes neste período (Herzbrun *et al.*, 1985). Portanto, nos primeiros 30 dias do experimento só foram realizadas análises de pH, SSTA, LS, e IVL (valores estes que não constam da tabela), de forma a apenas verificar se o lodo mantinha boas condições de sedimentabilidade e atingir a estabilização citada na literatura. A tabela A.1. em anexo contém os resultados obtidos desde a batelada 94 (31 dias) até a batelada 260 (95 dias), ou seja, os resultados dos dois ciclos utilizados no experimento. A tabela 6.1. contém um resumo dos resultados do experimento.

Tabela 6.1. - Resumo dos resultados do experimento e valores dos testes estatísticos

	Média	Desvio padrão	Valor mínimo	Valor máximo	T	F	Remoção (%)
PA	6,71	1,68	1,93	10,92	0,006	0,6941	7%
PE	5,88	1,94	1,42	9,70			
NH₃A	11,25	2,83	4,63	18,77	0,000	2,0720	82%
NH₃E	1,84	1,11	0,16	6,69			
NOA	2,68	1,88	0,74	13,23	0,000	1,3165	72%
NOE	0,90	0,60	0,00	2,76			
TKN A	14,05	3,64	6,71	26,44	0,000	0,3215	80%
TKN E	2,89	1,69	0,28	9,46			
DQO A	187,29	25,07	110	230	0,000	8,48	83%

DQO E	33,12	17,88	10	90			
------------------	-------	-------	----	----	--	--	--

A figura 6.1. fornece o gráfico de concentrações de fósforo aflente (PA) e efluente (PE) em função do tempo. Pode-se observar que as curvas de concentrações afluentes e efluentes se cruzam em vários pontos e que seu afastamento não é facilmente observado.

A figura 6.2. contém o gráfico de concentrações de amônia aflente (NH₃A) e efluente (NH₃E) em função do tempo. Pode-se observar que as curvas de concentrações afluentes e efluentes têm um afastamento pronunciado, evidenciando a remoção atingida.

A figura 6.3. contém o gráfico de concentrações de nitrogênio orgânico aflente (NOA) e efluente (NOE) em função do tempo. Pode-se observar também neste caso que as curvas de concentrações afluentes e efluentes tem um grande afastamento, referente à remoção obtida no experimento.

A figura 6.4. contém o gráfico de concentrações de nitrogênio total aflente (TKNA) e efluente (TKNE) em função do tempo. Como o TKN é a soma do nitrogênio amoniacal e do orgânico, ou seja dos gráficos das figuras 6.2. e 6.3., a evidência da remoção já era esperada.

A figura 6.5. fornece o gráfico de concentrações de DQO aflente (DQOA) e efluente (DQOE) em função do tempo. Mais uma vez, pode-se observar que as curvas de concentrações afluentes e efluentes estão bem distanciadas, com evidente remoção no reator.

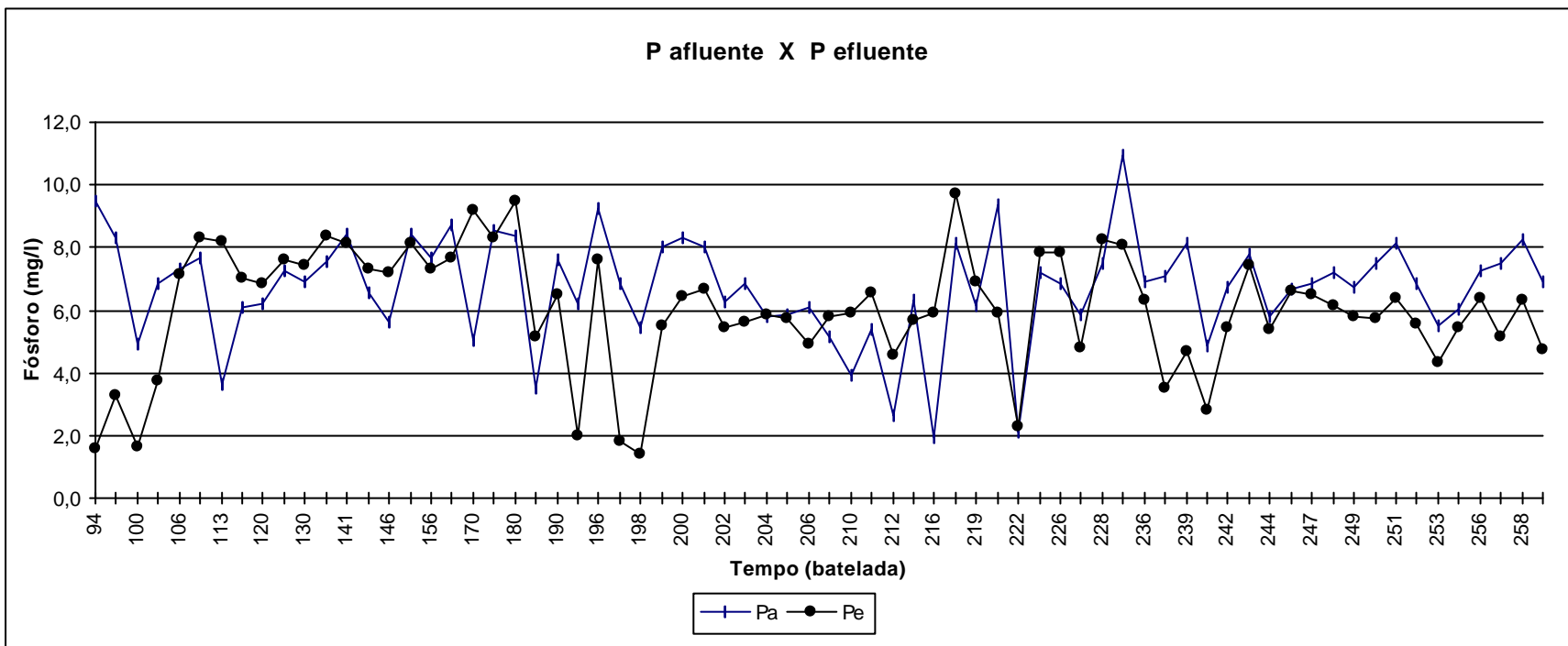


Figura 6.1. Gráfico de concentrações afluentes e efluentes de fósforo

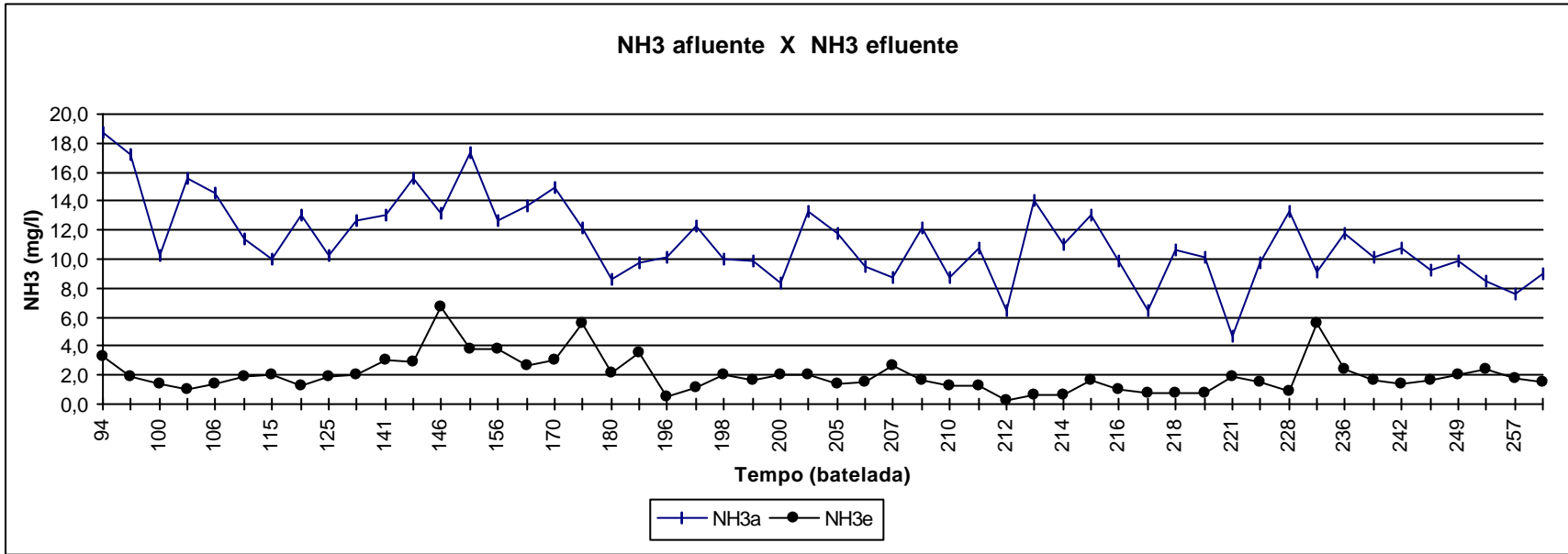


Figura 6.2. Gráfico de concentrações afluentes e efluentes de amônia

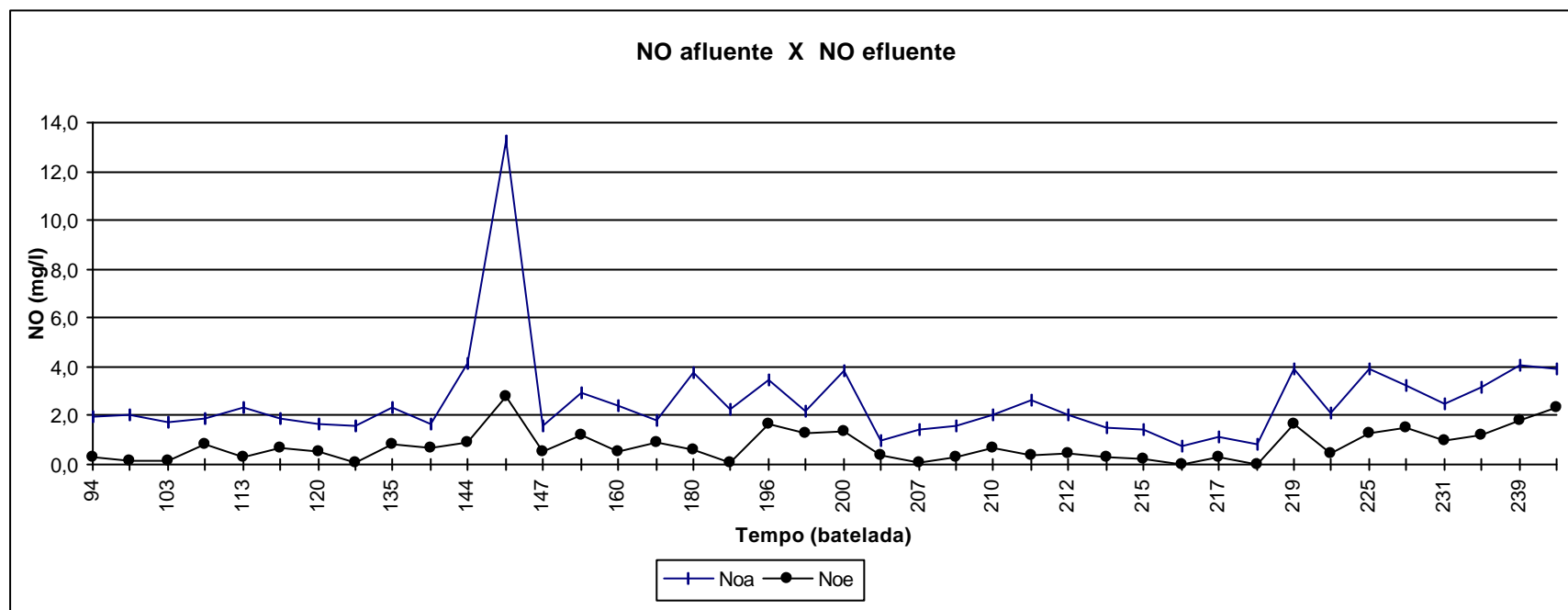


Figura 6.3. Gráfico de concentrações afluentes e efluentes de nitrogênio orgânico

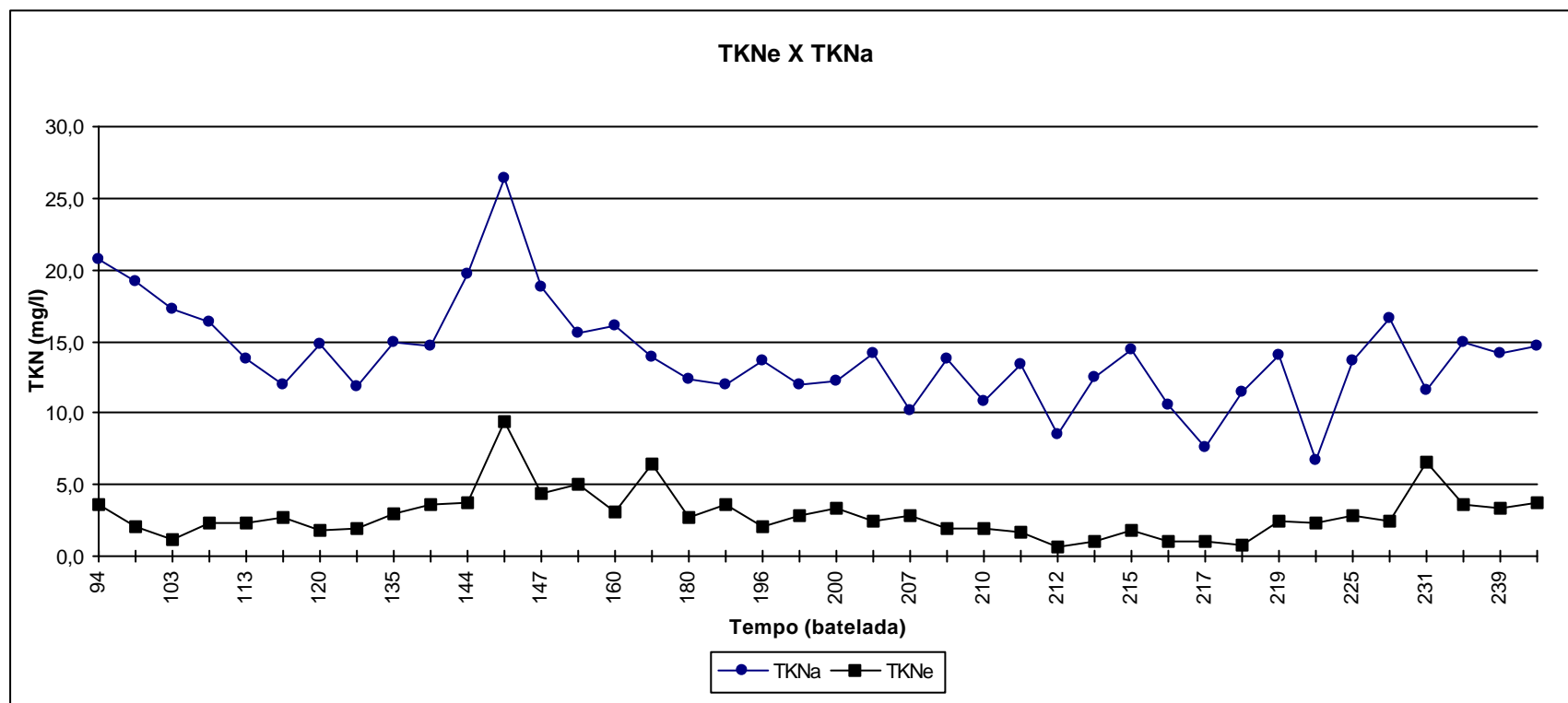


Figura 6.4. Gráfico de concentrações afluentes e efluentes de TKN

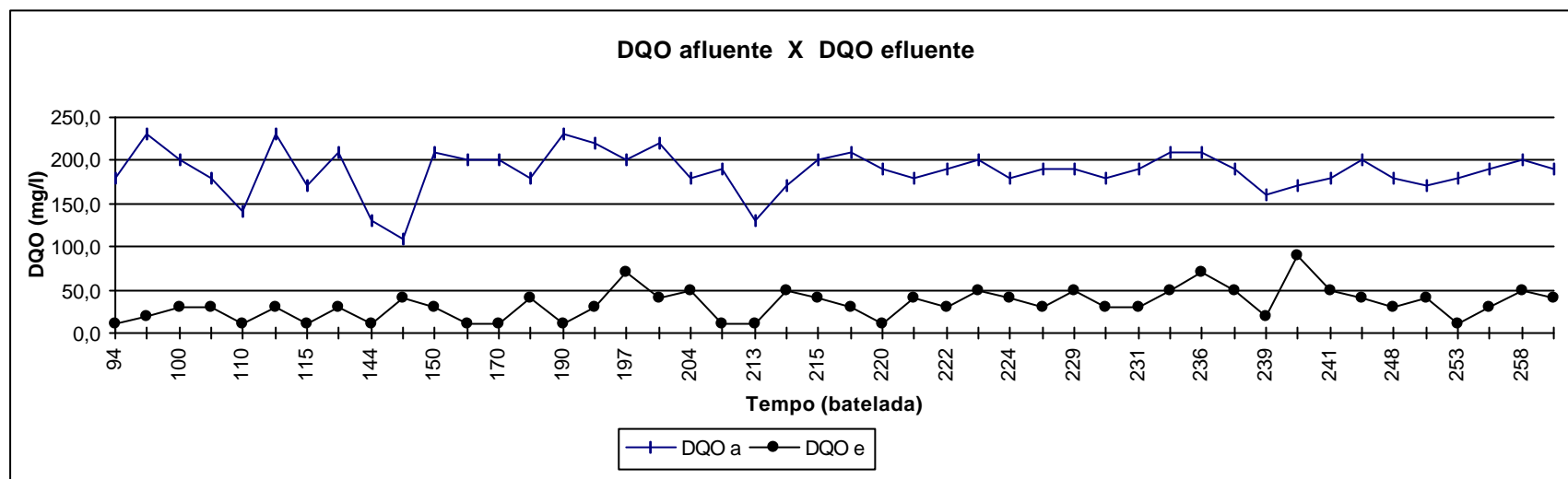


Figura 6.5. Gráfico de concentrações afluentes e efluentes de DQO

Como pode se observar pelos gráficos, todas as remoções, exceto a de fósforo, foram bem pronunciadas. Foram realizados testes estatísticos para se conhecer o comportamento de cada poluente analisado no reator, cujos resultados estão na tabela 6.1., junto com o resumo dos dados obtidos no experimento. Os testes realizados foram o Teste t de Student e o Teste F de Análise de Variância, sendo todas as variáveis analisadas estatisticamente.

A hipótese H_0 (hipótese nula) representa a não remoção dos constituintes analisados. O valor resultante do teste significa a probabilidade para aceitar a hipótese nula. Em todos os casos não é possível aceitar H_0 , já que a maior probabilidade encontrada (0,006) é menor que 0,05, ou seja trabalhando em um intervalo de confiança de 95%.

Portanto, pode-se afirmar, baseado em evidências estatísticas, que a concentração de fósforo, amônia, nitrogênio orgânico, e DQO no afluente é maior que a concentração no efluente. Entretanto, a eficiência obtida para a remoção de fósforo pelo reator não é satisfatória para um sistema que tem o ciclo operado com um modo operacional para funcionar como um sistema EBPR (Hamamoto *et al.*, 1997; Rim *et al.*, 1997; Choi *et al.*, 1997).

Vários valores de remoção de fósforo obtidos no experimento foram negativos. Este fato também ocorreu nos estudos de Osada *et al.* (1991), onde eles também observaram uma maior concentração de fósforo solúvel no efluente ao invés de no afluente.

Os baixos valores obtidos na remoção de fósforo podem ter suas causas ligadas, talvez, a uma liberação secundária ocorrida no reator (Danesh e Oliwiechek, 1997). Segundo o Manual de Operação da ETE Norte da CAESB (Andrade Gutierrez, s.d.) elevadas concentrações de fósforo no efluente final podem ser causadas por:

- redução no processo de nitrificação no reator e/ou sub-aeração no reator (a CAESB eleva os níveis de OD no reator para reverter este quadro);
- baixo valor de DQO afluente ao reator, sendo que a adição de lodo primário ao afluente do reator é utilizada nas ETES da CAESB para melhorar a relação TKN/DQO no reator; e

- alto IVL e/ou presença de organismos filamentosos no reator, que tem como forma de recuperação na CAESB a redução da carga hidráulica do reator e a checagem de OD na zona de aeração.

A primeira possível causa, OD insuficiente, foi testada ao se introduzir um aerador adicional no reator, reduzindo as remoções negativas de fósforo, mas não conseguiu melhorar os níveis de remoção até os observados na literatura. A presença constante de amônia no efluente demonstra que não houve uma nitrificação completa do esgoto na fase aeróbia, devida provavelmente a uma concentração de oxigênio dissolvido insuficiente no reator nesta fase.

A segunda possível causa, baixa DQO afluente, pode ter ocorrido (valor de DQO afluente médio = 187 mg/l). Entretanto, a DQO solúvel afluente (utilizada no processo EBPR) não foi medida, não se podendo obter nenhuma conclusão a este respeito.

A terceira possível causa pode ter sido o alto valor de IVL ou a presença de bactérias filamentosas. Quanto ao IVL, foi feita uma análise estatística da correlação de seus valores e os de eficiência de remoção dos elementos, a qual será descrita. A presença de organismos filamentosos não foi analisada, não se podendo obter conclusões a seu respeito.

Foram realizados mais dois testes estatísticos para verificar se havia correlação entre os valores de remoção dos elementos com os valores de OD máximo no reator (obtido na fase de reação aerada) e dos valores de remoção com os valores de IVL. Os testes T, de Student, e F, de análise de variância, fizeram uma comparação entre as variáveis apresentadas.

O primeiro teste, de OD, dividiu os dados em 2 grupos: os valores obtidos quando só havia aerador operando no reator, ou seja, $OD_{m\acute{a}x.} < 1,5$ mg/l; e os valores obtidos com 2 aeradores funcionando, $1,5$ mg/l $< OD_{m\acute{a}x.} < 2,5$ mg/l. O segundo teste dividiu os dados em 2 grupos também: o primeiro com os valores de IVL < 110 e o segundo com os valores de IVL > 110 .

Os resultados dos testes (com valores aquém do intervalo de confiança, $P > 0,25$ em todos os casos) não demonstraram haver, neste experimento, nenhum tipo de correlação entre os valores encontrados de remoção de DQO, TKN e Ptotal e os valores de OD máximo ou entre as remoções e os valores de IVL, podendo-se afirmar, baseado em evidências estatísticas, que:

- não foi possível comprovar o impacto causado pela mudança do valor de OD máximo (obtida ao se colocar um segundo aerador funcionando no sistema), medido no interior do reator na fase de reação aerada durante o experimento, sobre a eficiência de remoção de nenhum dos elementos analisados. Entretanto, pôde-se observar pelos valores na tabela A.1. e pelo gráfico 6.1. (PA e PE em função do tempo) que houve uma certa estabilização na remoção de fósforo após o incremento no OD no reator, sendo que nas últimas bateladas praticamente não ocorreram remoções negativas; e

- não foi possível comprovar o impacto causado pelas diferentes faixas de valor do IVL sobre as eficiências de remoção dos elementos analisados. Entretanto, pôde-se observar na operação do RSB que uma sedimentabilidade do lodo ruim acarretou um efluente clarificado de baixa qualidade, expressada por valores de remoção menores. Esta característica do lodo ficou bem evidente nas últimas 3 semanas do funcionamento do reator, com valores de IVL >110 .

A matéria orgânica solúvel é fundamental para o metabolismo das bactérias que removem fósforo, que a utilizam principalmente na liberação de fósforo na fase anaeróbia. A razão de reciclo de 1/3 causava uma diluição da concentração de substrato afluente, diminuindo a concentração deste substrato no reator na fase inicial, fato este que também pode explicar o baixo rendimento na remoção de fósforo observado no reator.

O procedimento inicial adotado para controlar a idade do lodo em 10 (dez) dias, retirando 1/10 (um décimo) do volume do reator ao final da fase de reação, demonstrou ser insatisfatório, resultando em impactos na biocenose atuante no reator, tornando-se necessário um aumento na idade do lodo para não se perder este lodo. O lodo após 70 (setenta) dias do início da operação do reator encontrava-se com um volume insuficiente no interior do mesmo, contendo aproximadamente 1/5 (um quinto) do seu volume inicial. Como, para se obter um sistema EBPR, uma idade de lodo

em torno de 10 (dez) dias é requerida, o aumento da idade do lodo para 15 (quinze) dias dificultou a otimização da remoção de fósforo.

Este fato pode ser explicado pela baixa carga orgânica afluyente. Considerando um coeficiente de produção $Y = 0,67$ e uma DQO afluyente de 187 mg/l, apenas 125mg/l deste substrato seria utilizado para o anabolismo bacteriano. Com uma razão de reciclo de 1/3, a concentração inicial de DQO no reator disponível para anabolismo seria de, aproximadamente 900 mg. Em uma aproximação grosseira, admitindo que 1g de DQO se transformasse em 1g de massa de lodo, a produção de lodo no ciclo seria de 900 mg. Como a concentração média de SSTA no reator era de cerca de 2.000 mg/l, pode-se considerar que a massa total no reator era de 20.000 mg. A relação entre a produção de lodo por ciclo e o valor total de SSTA no reator é de 4%, ou seja, a produção de lodo seria de, aproximadamente, 4% do total no reator. Portanto, este seria o volume máximo de lodo que poderia ser retirado por dia, necessitando de uma idade de lodo de 25 dias. Como no experimento a idade do lodo era de 15 dias, isto acarretaria em uma diminuição da massa de lodo no reator.

Embora os sistemas com remoção biológica de nutrientes sejam o método mais econômico para remover fósforo e nitrogênio de águas residuárias, foi observado durante a realização do experimento que as remoções de fósforo e nitrogênio são antagônicas, pois, ao se tentar otimizar a remoção de fósforo (idade do lodo de no máximo 10 dias), se deteriora o valor de remoção de nitrogênio (idade do lodo de no mínimo 10 dias) e o mesmo pode se dizer na situação contrária (a otimização de remoção de nitrogênio piora a remoção de fósforo). No experimento a relação inversa entre as eficiências de fósforo e nitrogênio não ficou muito clara conforme mostra a figura 6.7. Este fato pode ser explicado já que, em nenhum momento na realização do experimento, a remoção estável e satisfatória de fósforo foi atingida.

Existe uma possibilidade remota de ter ocorrido uma presença de nitratos no afluyente ao reator, explicada pela aeração ocorrida no esgoto ao ser bombeado do reservatório inferior para o superior. Esta presença de nitratos na primeira fase do ciclo se traduziria em um período anóxico no início desta fase, o qual só daria lugar a uma reação anaeróbia quando a desnitrificação, com o

consumo de uma parcela de substrato solúvel, estivesse completa (Belia e Smith, 1997; Danesh e Oleskiewicz 1997). A possibilidade de não haver um período anaeróbio levaria a não ocorrência da liberação de fósforo pelas bactérias, o que impossibilitaria a assimilação excedente na fase aeróbia do ciclo por estas mesmas bactérias.

A relação P:N:C necessária para que um sistema biológico aquático natural funcione perfeitamente é de 1:5:30; sendo que em um sistema de tratamento biológico, por exemplo o processo de lodos ativados, esta razão deve ser de 1:5:100 ou maior, chegando a extremos de 1:5:200 (Benefield e Randall, 1980; Jordão e Pessoa, 1995), para que não haja fatores limitantes ao crescimento da população de microorganismos. No experimento realizado, esta relação teve como valor médio 1:3:27 (em termos de $P_{total}:TKN:DQO$), evidenciando a possibilidade de ter faltado substrato em quantidades suficientes para atender as demandas do sistema, sendo os valores de DQO no afluente baixos para que ocorra a liberação de fósforo com facilidade. Portanto, ficou evidente que não havia quantidade suficiente de substrato no reator para que as bactérias pudessem realizar a remoção de fósforo. Além Sobrinho e Garcia (1993) em seus estudos, verificaram que para se implementar a remoção de fósforo em um sistema de lodos ativados era necessária uma relação P/DQO inferior a 0,028. Em nosso experimento a relação P/DQO teve uma média de 0,035, estando 20% acima do limite para se implementar um sistema EBPR, com remoção biológica de fósforo.

7. CONCLUSÕES

O modelo físico de RSB construído em escala de bancada funcionou satisfatoriamente durante todo o experimento, sendo que os problemas ocorridos em sua operação sempre estavam relacionados à biocenose atuante no reator, ou seja, ao consórcio de microorganismos associado ao ciclo operacional adotado. Foram gerados dados regionais de operação de RSB, os quais poderão servir para outros pesquisadores e para a própria CAESB em estudos futuros.

O reator foi operado durante 105 (cento e cinco) dias no Laboratório de Análise de Águas da UnB. O RSB foi operado com um modo operacional baseado em fases com tempos pré-fixados. Foram utilizados 2 ciclos distintos na operação do RSB, ambos com o mesmo modo operacional mas com variações nos tempos alocados para cada fase. O primeiro ciclo era de 8 horas, com: 1:40 horas de fase anaeróbia, compreendendo o enchimento estático e a reação misturada; 4 horas e 10 minutos de fase aeróbia, com aeração constante; 1 hora e 10 minutos de fase anóxica, com a reação misturada; 50 minutos de decantação; com a descarga e o repouso tendo uma duração em torno de 10 minutos. O segundo ciclo tinha uma duração de 6 horas e 30 minutos, e teve as seguintes modificações: os tempos alocados para as fases anaeróbias e anóxicas foram reduzidos para 45 minutos; o tempo de decantação também foi reduzido, passando a ter uma duração de 40 min.

Ambos os ciclos demonstraram ter capacidade de remoção de matéria orgânica (DQO) e TKN (com valores médios de 83% e 80%, respectivamente). Entretanto, não conseguiram remover fósforo de forma satisfatória, obtendo valores bem abaixo do relatado pela literatura internacional, com uma média de remoção de fósforo de 7%.

Pode-se considerar que biocenose associada ao ciclo operacional utilizado no experimento falhou, já que a eficiência de tratamento obtida no experimento teve um desempenho similar a de um tratamento secundário mediano que não tenha como objetivo remover biologicamente fósforo no reator. As duas causas prováveis da falha ocorrida foram a ocorrência de concentrações de oxigênio dissolvido insuficientes na fase aerada do reator e/ou a falta de substrato (matéria orgânica - carbono) no afluente à fase anaeróbia (esgoto bruto).

Portanto, não foram obtidos parâmetros de operação satisfatórios para que se obtenha um tratamento com remoção de nutrientes. Para se obter uma remoção de fósforo no reator deve-se modificar o ciclo biológico do sistema com a respectiva mudança do modo operacional do RSB. Esta alteração deve contemplar a verificação da melhor razão de reciclo para se incrementar a relação P:N:C., a alteração dos tempos alocados para cada fase do ciclo, e a otimização da oxigenação do reator. Outra forma de se resolver os problemas relacionados a baixa DQO afluente é a adição de substrato durante o ciclo operacional (Bernardes e Klapwijk, 1995; Tasli *et al.*, 1997), podendo este substrato ser o lodo do reservatório inferior do modelo, ou do tanque equalizador da ETE Riacho Fundo.

Até hoje a aplicação de métodos de remoção biológica de fósforo tem sido questionada e os mecanismos presentes no sistema EBPR ainda não estão completamente explicados. Conforme estudos de Carucci *et al.* (1997), estações em escala real que utilizam este sistema demonstraram, em muitos casos, uma grande variação nas eficiências obtidas na remoção de fósforo sem motivo aparente, ou seja, o EBPR falha mesmo sob condições de operação cuidadosamente controladas.

Pode-se observar que a remoção simultânea de ambos os nutrientes nitrogênio e fósforo é um procedimento de difícil operação, com os critérios de mudança do modo operacional devendo ser cuidadosamente previstos ainda na fase de projeto das estações de RSB que tenham este objetivo. Para se poder utilizar o sistema de remoção biológica de nutrientes em uma estação de tratamento em escala real com uma clareza maior e uma certeza de se atingir os objetivos, é necessário que sejam realizadas mais pesquisas neste campo, com o possível isolamento dos organismos responsáveis pela remoção, determinando as funções de cada grupo de espécie, e dos mecanismos presentes no sistema EBPR.

A tecnologia RSB, apesar dos resultados deste estudo, deve sempre ser julgada como um dos vários métodos para se obter controle sobre a estrutura e as funções de comunidades microbiológicas em um bioreator com múltiplos objetivos, exposto a condições afluentes variáveis.

O modelo automatizado em escala de bancada agora faz parte dos equipamentos do Laboratório de Análise de Águas da UnB, ficando a disposição de outros pesquisadores que queiram nele fazer algum estudo. O modelo é hábil, com pequenas modificações, para simular outras condições (de tratamento anaeróbio, por exemplo) em estudos de tratabilidade e de seleção de processos, além de poder ser útil na determinação de parâmetros de projeto e operação de sistemas de tratamento biológico em geral.

Como forma de orientar algum pesquisador que queira reproduzir o experimento, seguem listadas as recomendações para que as possíveis fontes de erro constantes no experimento realizado para este estudo não ocorram:

1. Instalar um dispositivo “no-break” para ser colocado na alimentação do circuito de comando do sistema, evitando as quedas de energia que fazem o ciclo, do ponto em que estiver, voltar ao seu início, comprometendo a biocenose atuante no tratamento e, portanto os resultados obtidos.
2. Para controlar a idade do lodo deve-se retirar alíquotas do reator em todos os ciclos, de forma a evitar (ou amenizar) os impactos resultantes da retirada de volumes grandes do reator, como o ocorrido neste experimento onde a retirada era diária). Para tanto, pode-se adaptar uma outra válvula automatizada no reator, acoplando esta ação ao circuito de comando do sistema.
3. Reduzir o tempo de residência hidráulica nos reservatórios a montante do reator para um valor máximo de 24 h. Isto pode ser conseguido ao se eliminar o armazenamento de água residuária no reservatório inferior, o qual passaria a funcionar apenas como um ponto de sucção e recalque para o reservatório superior. A cada coleta de alíquotas de água residuária na ETE Norte, todo o volume deve ser colocado em autoclave e mantido resfriado a 4°C. Ambos os procedimentos tem o objetivo de reduzir a atividade biológica na água residuária e tentar manter as características do afluente ao reator.
4. Realizar o monitoramento constante dos valores de OD, pH, ORP e Concentração de Nitrato no reator, de forma a se conhecer os momentos exatos do início e final de cada fase, e a utilização destes valores como parâmetros de avaliação de desempenho do reator.
5. Realizar o monitoramento contínuo de todos os parâmetros do reator durante um ciclo, de forma a avaliar o funcionamento do mesmo.

6. Fazer medições de nitrito e nitrato no afluente, no efluente, e nas diferentes fases de um ciclo, de forma a se conhecer as suas remoções e se monitorar a nitrificação e desnitrificação.
7. Realizar medições de VFAs no afluente e durante a fase anaeróbia do ciclo, para verificar o provável aumento na remoção de P.
8. Realizar observações da biocenose presente em cada fase do ciclo ao microscópio, para se poder definir as espécies de microorganismos presentes nas diferentes etapas do tratamento e poder se compreender melhor o funcionamento biológico do reator.
9. Monitorar o reator em seu período de estabilização, para se poder observar os impactos da mudança de ambiente na biocenose atuante no tratamento.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALÉM SOBRINHO, P. e GARCIA Jr., A.D. (1995). Estudos com sistemas de lodos ativados modificados para a remoção de fósforo: efeitos sobre as características de sedimentação do lodo. *17o. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais*. ABES, Natal, RN, pp. 244-269.
- ALLEMAND, J.E. e IRVINE, R.L. (1980) Storage-induced Denitrification Using Sequencing Batch Reactor Operation. *Water Research*, Vol. 14, pp. 1483-1488.
- ANDRADE GUTIERREZ (s.d.). *Manual de processo ETEB Norte*, CAESB. Brasília.
- APPELDOORN, K.J., KORTSTEE G.J.J., ZEHNDER A.J.B.(1992). *Biological Phosphate Removal by Activated Sludge Under Defined Conditions*. *Water Research*, Vol. 26, no. 42, pp. 453-460.
- ARORA, M.L.; e UMPHRES, P.B. (1984) Technical Evaluation of Sequencing Batch Reactors. EPA, Cincinnati, Ohio.
- BENEFIELD, L.D. e RANDALL, C.W. (1980). *Biological Process Design for Wastewater Treatment*. 1ª edição, Prentice-Hall, Inc. Englewood Cliffs, N.J.
- BELIA, E. e SMITH, P.G. (1997). The bioaugmentation of sequencing batch reactor sludges for biological phosphorus removal. *Water Science and Technology*, Vol. 35, no. 1, pp. 19-26.
- BERNARDES, R.S. e KLAPWIJK, A. (1995). Biological Nutrient Removal in an SBR Treating Domestic Wastewater. *International Symposium on Technology Transfer*. IAWQ, Salvador, BA, pp. 63-77.
- CAESB (1995). *Edital de concorrência internacional no. 010/95*, CAESB. Brasília.
- CARUCCI, A., MAJONE, M., RAMADORI, R. e ROSSETTI, S. (1997). Biological phosphorus removal with different organic substrates in an anaerobic/aerobic sequencing batch reactor. *Water Science and Technology*, Vol. 35, no. 1, pp. 161-168.
- CHERNICHARO, C.A.L. e VON SPERLING, M. (1993). Considerações sobre o Dimensionamento de Sistemas de Lodos Ativados de Fluxo Intermitente (batelada). *17o. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais*. ABES, Natal, RN, Vol. 2, Tomo I, pp. 118-129.
- CHOI, E., AO, S.W. e LEE, J.J. (1997). Nighthsoil treatment plant converted into a sequencing batch reactor to improve removal of pollutants and nutrients. *Water Science and Technology*, Vol. 35, no. 1, pp. 233-240.

- CYBIS, L.F. e HORAN, N.J. (1995). Uso do pH, Redox e O.D. para o Controle da Nitrificação e Denitrificação em Reatores Seqüenciais em Batelada (RSB). *18o. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais*. ABES, Salvador, BA, (meio magnético).
- CYBIS, L.F. e HORAN, N.J. (1997). Protozoan and metazoan populations in sequencing batch reactors operated for nitrification and/or denitrification. *Water Science and Technology*, Vol. 35, no. 1, pp. 81-86.
- DANESH, S. e OLESZKIEWICZ, J.A. (1997). Use of a new anaerobic/aerobic sequencing batch reactor system to enhance biological phosphorus removal. *Water Science and Technology*, Vol. 35, no. 1, pp. 137-144.
- DAVIS, M.L. e CORNWELL, D.A. (1991). *Introduction to Environmental Engineering*. 2a. Edição, McGraw-Hill International Editions, Singapura.
- DE LUCCA, S.J. e FACCIN, M. (1991). Avaliação Preliminar de Reator Seqüencial de Batelada. *16o. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais*. ABES, Goiânia, GO, Vol. 2, Tomo I, pp. 113-128.
- DEMOULIN, G., GORONSZY, M.C., WUTSCHER, K. e FORSTHUBER, E. (1997). Co-current nitrification/denitrification and biological P-removal in cyclic activated sludge plants by Redox controlled cycle operation. *Water Science and Technology*, Vol. 35, no. 1, pp. 215-224.
- DENNIS, R.W. e IRVINE, R.L. (1979). Effect of Fill:React Ratio on Sequencing Batch Biological Reactors. *Journal of Water Pollution Control Federation*, Vol. 51, no. 2, pp. 255-263.
- DORNELLAS, J.C. e FIGUEIREDO, R.F. (1993). Lodos Ativados por Batelada - uma alternativa para o tratamento de águas residuárias da indústria cítrica. *17o. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais*. ABES, Natal, RN, Vol. 2, Tomo IV, pp. 179-193.
- DROSTE, R.L. e MASSÉ, D.I. (1995). Anaerobic treatment in sequencing batch reactors. *International Symposium on Technology Transfer*. IAWQ, Salvador, BA, pp. 353-363.
- GOMES, P.C.R. (1994). Verificação Experimental do Desempenho de um Reator Seqüencial de Batelada em Escala de Bancada. Departamento de Engenharia Civil – Monografia de Estágio Supervisionado, Brasília, DF.
- GORONSZY, M.C. (1979) Intermittent Operation of the Extended Aeration Process for Small Systems. *Journal of Water Pollution Control Federation*, Vol. 51, no. 2, pp. 274-287.
- GUJER, W., HENZE, M., MINO, T., MATSUO, T., WENTZEL, M.C., MARAIS, G.v.R. (1995). The Activated Sludge Model no. 2: Biological Phosphorus Removal. *Water Research*, Vol. 31, no. 2, pp. 1-12.

- HAMAMOTO, Y., TABATA, S. e OKUBO, Y. (1997). Development of the intermittent cyclic process for simultaneous nitrogen and phosphorus removal. *Water Science and Technology*, Vol. 35, no. 1, pp. 145-152.
- HANDEEL, A.v. e LETTINGA, G. (1994). *Tratamento anaeróbico de esgotos: um manual para regiões de clima quente*. 1ª edição, EPGRAF/UFPB, Campina Grande.
- HERZBRUN, P.A., IRVINE, R.L. e MALINOWSKI, K.C. (1985). Biological Treatment of Hazardous Waste in Sequencing Batch Reactors. *Journal of Water Pollution Control Federation*, Vol. 57, no. 12, pp. 1163-1167.
- HOEPKER, E.C. e SCHROEDER, E.D. (1979). The Effect of Loading Rate on Batch-Activated Sludge Effluent Quality. *Journal of Water Pollution Control Federation*, Vol. 51, no. 2, pp. 264-273.
- IBRAHIM, G. e ABASAEED, E. (1995). Modelling of Sequencing Batch Reactors. *Water Research* Vol. 29, no. 7, pp. 1761-1766.
- IRVINE, D.A., EARLEY, J.P., CASSIDY, D.P. e HARVEY, S.P. (1997). Biodegradation of sulfur mustard hydrolysate in the sequencing batch reactor. *Water Science and Technology*, Vol. 35, no. 1, pp. 67-74.
- IRVINE, R.L. e BUSCH, A.W. (1979). Sequencing Batch Biological Reactors - An Overview. *Journal of Water Pollution Control Federation*, Vol. 51, no. 2, pp. 235-243.
- IRVINE, R.L., KETCHUM, L.H., BREYFOGLE, R. e BARTH, E.F. (1983). Municipal Application of Sequencing Batch Treatment. *Journal of Water Pollution Control Federation*, Vol. 55, no. 5, pp. 484-488.
- IRVINE, R.L., MILLER, G. e BRAMRAH, A.S. (1979). Sequencing Batch Treatment of Wastewaters in Rural Areas. *Journal of Water Pollution Control Federation*, Vol. 51, no. 2, pp. 244-254.
- IRVINE, R.L., MURTHY, D.V.S., ARORA, M.L., COPEMAN, J.L., HEIDMAN, J.A. (1986). An Analysis of the Full-Scale SBR at Grundy Center, Iowa. Paper submitted to *Journal of Water Pollution Control Federation*.
- IRVINE, R.L., WILDERER, P.A. e FLEMMING, H.C. (1997) Controlled unsteady state process and technologies – an overview. *Water Science and Technology*, Vol. 35, no. 1, pp. 1-10.
- JING, S.R., BENEFIELD, L.D., HILL, W.E. (1992). Observations Relating to Enhanced Phosphorus Removal in Biological Systems. *Water Research*, Vol. 26, no. 2, pp. 213-223.
- JORDÃO, E.P. e PESSÔA, C.A. (1995). *Tratamento de Esgotos Domésticos*. 3a. edição, ABES, Rio de Janeiro.

- KAMIYAMA, H. (1989). Lodo Ativado por Batelada (LAB): suas vantagens no tratamento de esgotos das comunidades de médio e pequeno porte. *DAE*, Vol. 49, no. 157, pp. 218-221.
- KAMIYAMA, H. e TSUTIYA, M.T. (1991). Lodo Ativado por Batelada: um Processo Econômico para o Tratamento de Esgotos em Estações de Grande Porte. *16o. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais*. ABES, Goiânia, GO, Vol. 2, Tomo I, pp. 416-455.
- KETCHUM JR., L.H. (1997). Design and physical features of sequencing batch reactors. *Water Science and Technology*, Vol. 35, no. 1, pp. 11-18.
- KETCHUM JR., L.H., IRVINE, R.L., BREYFOGLE, R.E. e MANNING JR., J.F. (1987). A Comparison of Biological and Chemical Phosphorus Removals in Continuous and Sequencing Batch Reactors. *Journal of Water Pollution Control Federation*, Vol. 59, no. 1, pp. 13-18.
- KETCHUM JR., L.H. e LIAO, P.C. (1979). Tertiary Chemical Treatment for Phosphorus Reduction Using Sequencing Batch Reactors. *Journal of Water Pollution Control Federation*, Vol. 51, no. 2, pp. 298-304.
- MANZOLLI, M.I., BLUNDI, C.E. e POVINELLI, J. (1991). Estudo da Degradação de Proteínas num Reator Aeróbio Tipo Descontínuo. *16o. Cong. Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais*. ABES, Goiânia, GO, Vol. 2, Tomo I, pp. 595-608.
- MELCER, H., BEDFORD, W.K., TOPNIK, B.H. e SCHIMDTKE, N.W. (1987) Conversion of Small Municipal Wastewater Treatment Plants to Sequencing Batch Reactors. *Journal of Water Pollution Control Federation*, Vol. 59, no. 2, pp. 79-85.
- MENDONÇA, S.R. (1990). *Lagoas de estabilização e aeradas mecanicamente: novos conceitos*. 1ª edição, Editora Universitária/UFPB, João Pessoa.
- METCALF E EDDY (1991). *Wastewater Engineering Treatment Disposal Reuse*. 3a. edição, McGraw-Hill International Editions, Singapura.
- NAKASAWA, H. e TANAKA, K. (1991). Kinetic Model of Sequencing Batch Activated Sludge Process for Municipal Wastewater Treatment. *Water Science and Technology*, Vol. 23, pp. 1097-1106.
- NEDER, K.D. (1996). Projetos das estações de tratamento de esgotos da Caesb: a busca de uma tecnologia apropriada à realidade brasileira. *Seminário Internacional de Tratamento e disposição de Esgotos Sanitários, Anais*. CAESB, Brasília, pp. 21-40.
- NG, W.J. (1989). Sequencing Batch Reactor (SBR) Treatment of Wastewaters. *Environmental Sanitation Reviews*, Vol. 28, pp. 1-54.

- OKADA, M., TERAZONO, K., SUDO, R.(1990). Removal of Nutrients and BOD from Soybean Fermentation Wastewater in a Ten-Year-Old Sequencing Batch Reactor Activated Sludge Process. *Water Science and Technology*, Vol. 22, no. 9, pp. 85-92.
- OSADA, T., HAGA, K., HARADA, Y. (1991). Removal of Nitrogen and Phosphorus from Swine Wastewater by the Activated Sludge Units with the Intermittent Aeration Process. *Water Research*, Vol. 26, no. 2, pp. 213-223.
- PAULA, JR., D.R. e FORESTI, E. (1993). Resposta de um Reator UASB ao Aumento Progressivo na concentração de DQO do Afluente. *17o. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais*. ABES, Natal, RN, Vol. 2 , Tomo I, pp. 743-761.
- PEREIRA, C.E.B. (1997). Comunicação pessoal. Brasília.
- RANDALL, A.A., BENEFIELD, L.D., HILL, W.E., NICOL, J.P., BOMAN, G.K. e JING, S.R. (1997). The effect of volatile fatty acids on enhanced biological phosphorus removal and population structure in anaerobic/aerobic sequencing batch reactors. *Water Science and Technology*, Vol. 35, no. 1, pp. 153-160.
- RIM, Y.T., YANG, H., YOON, C.H., KIM, Y.S., SEO, J.B., RYU, J.K. e SHIN, E.B. (1997). A full-scale test of a biological nutrients removal system using the sequencing batch reactor activated sludge process. *Water Science and Technology*, Vol. 35, no. 1, pp. 241-248.
- SHIN, H.S., JUN, H.B.(1992). Development of Excess Phosphorus Removal Characteristics in a Sequencing Batch Reactor. *Water Science and Technology*, Vol. 25, no. 4-5, pp. 433-440.
- SILVA, M.O.S. (1977) *Análises físico-químicas para controle das estações de tratamento de esgotos*. 1ª edição, CETESB, São Paulo.
- SILVERSTEIN, J. e SCHROEDER, E.D. (1983). Performance of SBR Activated Sludge Processes with Nitrification/Denitrification. *Journal of Water Pollution Control Federation*, Vol. 54, no. 4, pp. 377-384.
- SOUSA, J.T. e FORESTI, E. (1995). Domestic Sewage Treatment in a UASB-SBR Reactor system. *International Symposium on Technology Transfer*. IAWQ, Salvador, BA, pp. 129-140.
- SOUZA, M.A.A. (1993). Relação entre as atividades ocupacionais e a qualidade da água no cerrado. **IN:** PINTO, Maria Novaes (org), *Cerrado, caracterização, ocupação e perspectivas*. 2ª edição, Editora UnB, Brasília, pp 189-212.
- SOUZA, M.A.A. e GOMES, P.C.R. (1995). Construção e Operação de um Modelo Automatizado em Escala de Bancada de Reator Sequencial de Batelada (RSB). *18o. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais*. ABES, Salvador, BA, (meio magnético).

- SUNG, S. e DAGUE, R.R. (1995). Laboratory studies on the anaerobic sequencing batch reactor. *Water Environment Research*, Vol. 67, no. 3, pp. 294-301.
- SUTTON, P.M. (1988). Engineered Systems for Biotreatment-Adsorption of Hazardous Wastes. *General Review*, pp. 53-74.
- TASLI, R., ARTAN, N. e ORHON, D. (1997). The influence of different substrates on enhanced biological phosphorus removal in a sequencing batch reactor. *Water Science and Technology*, Vol. 35, no. 1, pp. 75-80.
- WILDERER, P.A. e IRVINE, R.L. (1997). Preface. *Water Science and Technology*, Vol. 35, no. 1, pp ix.
- UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY-EPA (1986). *Sequencing Batch Reactors*. Summary Report no. 625/8-86/011, Cincinnati, Ohio.
- UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY-EPA (1987). *Phosphorus Removal*. Design Manual no. 625/1-87/001, Cincinnati, Ohio.
- YU, R.F., LIAW, S.L., CHANG, C.N., LU, H.J. e CHENG, W.I. (1997). Monitoring and control using on-line ORP on the continuous-flow activated sludge batch reactor system. *Water Science and Technology*, Vol. 35, no. 1, pp. 57-66.

ANEXOS

TABELA A.1. Resultados obtidos no experimento

Bat.	P Af. (leitura)	P Ef. (leitura)	P. Af. (mg/l)	P Ef. (mg/l)	NH3 Af. (leitura)	NH3 Ef. (leitura)	NO. Af. (leitura)	NO. Ef. (leitura)	NH3 Af. (mg/l)	NH3 Ef. (mg/l)	Norg. Af. (mg/l)	Norg. Ef. (mg/l)	DQO Af. (mg/l)	DQO Ef. (mg/l)	pH Aflue n-te	pH Efluen -te	OD max. (mg/l)	SSTA	LS	IVL
94	0,771	0,124	9,49	1,57	10,16	1,87	1,18	0,28	18,77	3,27	1,98	0,30	180,00	10,00	7,1	7,1	1,3	219	220	100
97	0,687	0,335	8,29	3,26	9,31	1,12	1,21	0,22	17,19	1,87	2,04	0,19	230,00	20,00	7,1	7				
100	0,45	0,132	4,90	1,61	5,61	0,86		0,36	10,27	1,38		0,45	200,00	30,00	7,2	7	1,2	246	250	102
103	0,587	0,368	6,86	3,73	8,44	0,64	1,05	0,2	15,56	0,97	1,74	0,15	180,00	30,00	7,1	6,9				
106	0,621	0,607	7,34	7,14	7,89	0,88	1,11	0,57	14,53	1,42	1,85	0,84		10,00	6,9	6,8	1,3	216	220	102
110	0,645	0,687	7,69	8,29		0,99		0,68		1,63		1,05	140,00	10,00	7	7				
113	0,361	0,68	3,63	8,19	6,23	1,15	1,36	0,3	11,43	1,93	2,32	0,34	230,00	30,00	7,1	7	1,2	262	280	107
115	0,532	0,599	6,07	7,03	5,49	1,21	1,12	0,47	10,04	2,04	1,87	0,65	170,00	10,00	6,9	6,9				
120	0,543	0,587	6,23	6,86	7,12	0,81	1,02	0,39	13,09	1,29	1,68	0,50			6,8	6,7	1,4	278	290	104
125	0,617	0,641	7,29	7,63	5,59	1,11	0,96	0,18	10,23	1,85	1,57	0,11			7	6,9				
130	0,589	0,627	6,89	7,43		0,8		0,86		1,27		1,38						271	280	103
135	0,634	0,692	7,53	8,36	6,87	1,22	1,35	0,58	12,62	2,06	2,30	0,86			7	7	1,3	254	270	106
140		0,526		5,99		1,34		0,32		2,28		0,37								
141	0,698	0,676	8,44	8,13	7,09	1,72	1,01	0,48	13,03	2,99	1,66	0,67	210,00	30,00	6,9	6,8	1,3	252	260	103
144	0,566	0,621	6,56	7,34	8,46	1,66	2,34	0,6	15,60	2,88	4,15	0,90	130,00	10,00	7,1	7				
146	0,5	0,609	5,61	7,17	7,18	3,7	7,2	1,6	13,20	6,69	13,24	2,77	110,00	40,00						
147	0,698	0,676	8,44	8,13	9,36	2,18	0,96	0,4	17,28	3,85	1,57	0,52			7	7	1,3	267	250	94
150		0,621		7,34		1,31		0,47		2,23		0,65								
156	0,643	0,619	7,66	7,31	6,88	2,17	1,69	0,75	12,64	3,83	2,94	1,18			6,9	6,7				
160	0,718	0,645	8,73	7,69	7,44	1,52	1,41	0,39	13,69	2,62	2,41	0,50	210,00	30,00	7,1	7,1	1,2	420	450	107
165		0,578		6,73		1,61		0,84		2,79		1,35								
170	0,458	0,749	5,01	9,17	8,1	1,73			14,92	3,01										
174	0,707	0,687	8,57	8,29	6,6	3,08	1,1	0,6	12,12	5,54	1,83	0,90	200,00	10,00	7,2	7	1,2	274	300	109
180	0,695	0,771	8,40	9,49	4,74	1,26	2,14	0,46	8,64	2,13	3,78	0,64	200,00	10,00	7,1	7				

TABELA A.1. Resultados obtidos no experimento (continuação)

Bat.	PA	PE	P. Af. (mg/l)	P Ef. (mg/l)	NH3 AF	NH3 EF	NO AF	NO EF	NH3 Af. (mg/l)	NH3 Ef. (mg/l)	Norg. Af. (mg/l)	Norg. Ef. (mg/l)	DQO Af. (mg/l)	DQO Ef. (mg/l)	pH Aflue n-te	pH Efluen -te	OD max. (mg/l)	SSTA	LS	IVL
185	0,353	0,469	3,51	5,17									180,00	40,00						
190	0,638	0,563	7,59	6,51	5,34	2,02	1,32	0,16	9,76	3,55	2,24	0,07	230,00	10,00	7	7	1,3	216	230	106
195	0,543	0,214	6,23	2,01																
196	0,755	0,64	9,26	7,61	5,55	0,36	1,97	1	10,15	0,45	3,46	1,65	220,00	30,00	6,9	6,9	2,4	276	280	101
197	0,587	0,177	6,86	1,84	6,67	0,74			12,25	1,16			200,00	70,00						
198	0,488	0,096	5,44	1,42	5,44	1,17			9,95	1,96										
199	0,67	0,491	8,04	5,49	5,38	0,99	1,28	0,79	9,84	1,63	2,17	1,25	220,00	40,00	7	6,9	2,3	259	260	100
200	0,69	0,558	8,33	6,44	4,6	1,2	2,16	0,84	8,38	2,02	3,81	1,35								
201	0,667	0,576	8,00	6,70		0,76		0,53		1,20		0,77								
202	0,547	0,489	6,29	5,46		0,95		0,67		1,55		1,03			7,1	6,9	2,4	272	270	99
203	0,588	0,499	6,87	5,60		1,15		0,45		1,93		0,62								
204	0,512	0,517	5,79	5,86	7,2	1,22	0,64	0,34	13,24	2,06	0,97	0,41	180,00	50,00	7	6,8				
205	0,515	0,507	5,83	5,71	6,43	0,86			11,80	1,38										
206	0,532	0,453	6,07	4,94	5,17	0,96			9,44	1,57										
207		0,296		2,70	4,78	1,57	0,88	0,18	8,71	2,71	1,42	0,11			6,9	6,7	2,5	262	250	95
208		0,519		5,89																
209	0,468	0,511	5,16	5,77	6,62	1,01	0,96	0,29	12,16	1,66	1,57	0,32								
210*	0,381	0,521	3,91	5,91	4,8	0,8	1,21	0,49	8,75	1,27	2,04	0,69	190,00	10,00	7	6,9	2,3	318	350	110
211*	0,482	0,567	5,36	6,57	5,85	0,77	1,53	0,34	10,72	1,22	2,64	0,41								
212*	0,29	0,427	2,61	4,57	3,6	0,24	1,2	0,36	6,51	0,22	2,02	0,45								
213*		0,197		1,94	7,65	0,48			14,08	0,67			130,00	10,00						
214*		0,246		1,99	6	0,48	0,92	0,28	11,00	0,67	1,50	0,30	170,00	50,00	6,9	6,9	2,4	268	270	101
215*	0,549	0,506	6,31	5,70	7,08	0,98	0,89	0,23	13,02	1,61	1,44	0,21	200,00	40,00						
216*	0,195	0,521	1,93	5,91	5,4	0,66	0,52	0,14	9,87	1,01	0,75	0,04	210,00	30,00						

*Obs: novo ciclo operacional

TABELA A.1. Resultados obtidos no experimento (continuação)

Bat.	PA	PE	P. Af. (mg/l)	P Ef. (mg/l)	NH3 AF	NH3 EF	NO AF	NO EF	NH3 Af. (mg/l)	NH3 Ef. (mg/l)	Norg. Af. (mg/l)	Norg. Ef. (mg/l)	DQO Af. (mg/l)	DQO Ef. (mg/l)	pH Aflue n-te	pH Efluen -te	OD max. (mg/l)	SSTA	LS	IVL
217*		0,471		5,20	3,6	0,54	0,72	0,28	6,51	0,79	1,12	0,30	190,00	10,00						
218*	0,678	0,786	8,16	9,70	5,78	0,52	0,56	0,12	10,58	0,75	0,82	0,00	180,00	40,00	6,9	6,8	2,4	212	220	104
219*	0,537	0,591	6,14	6,91	5,56	0,55	2,21	1,02	10,17	0,80	3,91	1,68	190,00	30,00						
220*		0,493		5,51		0,71		0,24		1,10		0,22	200,00	50,00						
221*	0,763	0,52	9,37	5,90	2,6	1,12	1,23	0,36	4,64	1,87	2,08	0,45	180,00	40,00						
222*	0,231	0,265	2,11	2,28		0,21		0,18		0,17		0,11	190,00	30,00	7	7	2,3	188	190	101
223*		0,573		6,66		0,76		0,38		1,20		0,49								
224*	0,613	0,656	7,23	7,84		0,88		0,59		1,42		0,88								
225*		0,383		3,94	5,32	0,95	2,23	0,82	9,72	1,55	3,95	1,31								
226*	0,586	0,655	6,84	7,83		0,88		0,97		1,42		1,59	190,00	50,00	6,9	6,8	2,4	179	180	101
227*	0,517	0,445	5,86	4,83		0,82		1,37		1,31		2,34	180,00	30,00						
228*	0,631	0,686	7,49	8,27	7,23	0,61	1,87	0,91	13,30	0,92	3,27	1,48	190,00	30,00						
229*		0,649		7,74		0,55		0,73		0,80		1,14	210,00	50,00						
230*	0,872	0,673	10,93	8,09		0,97				1,59										
231*	0,441		4,77		4,98	3,1	1,44	0,64	9,09	5,57	2,47	0,97	210,00	70,00	7	6,9	2,3	185	200	108
232*		0,563		6,51		0,72				1,12			190,00	50,00						
234*		0,695		8,40																
236*	0,59	0,548	6,90	6,30	6,4	1,4	1,8	0,77	11,74	2,39	3,14	1,22	160,00	20,00	6,9	6,8				
237*		0,265		2,28									170,00	90,00						
238*	0,603	0,353	7,09	3,51		1,12		0,88		1,87		1,42	180,00	50,00						
239*	0,678	0,434	8,16	4,67	5,51	0,98	2,29	1,08	10,08	1,61	4,06	1,80	200,00	40,00	7,1	7,1	2,4	179	210	117
240*	0,446	0,303	4,84	2,80																
241*		0,553		6,37		0,54				0,79										
242*	0,577	0,487	6,71	5,43	5,86	0,87	2,23	1,36	10,73	1,40	3,95	2,32		40,00	7,1	7				

*Obs: novo ciclo

TABELA A.1. Resultados obtidos no experimento (continuação)

Bat.	PA	PE	P. Af. (mg/l)	P Ef. (mg/l)	NH3 AF	NH3 EF	NO AF	NO EF	NH3 Af. (mg/l)	NH3 Ef. (mg/l)	Norg. Af. (mg/l)	Norg. Ef. (mg/l)	DQO Af. (mg/l)	DQO Ef. (mg/l)	pH Aflue n-te	pH Efluen -te	OD max. (mg/l)	SSTA	LS	IVL
243*	0,654	0,626	7,81	7,41		0,66		0,67		1,01		1,03	180,00	30,00						
244*	0,513	0,482	5,80	5,36		1,23		0,66		2,08		1,01	170,00	40,00						
245*	0,575	0,572	6,69	6,64							3,27									
246*		0,498		5,59	5,06	1,02	1,87	0,98	9,24	1,68		1,61			7,1	7,1	2,4	175	210	120
247*	0,588	0,562	6,87	6,50		0,99		0,59		1,63		0,88								
248*	0,612	0,537	7,21	6,14		0,56				0,82	3,48		180,00	10,00						
249*	0,579	0,512	6,74	5,79	5,41	1,23	1,98	0,96	9,89	2,08		1,57		50,00						
250*	0,633	0,507	7,51	5,71		1,52		0,72		2,62		1,12	190,00	30,00	7	6,8	2,3	170	200	118
251*	0,677	0,554	8,14	6,39		0,94		0,68		1,53		1,05		20,00						
252*	0,588	0,497	6,87	5,57		0,86				1,38	3,76									
253*	0,491	0,411	5,49	4,34	4,63	1,43	2,13	0,92	8,43	2,45		1,50	200,00	50,00						
254*		0,527		6,00		1,31		0,63		2,23		0,95	190,00	40,00	7,1	7	2,4	162	200	123
255*	0,53	0,488	6,04	5,44		0,76				1,20										
256*	0,615	0,555	7,26	6,40		0,7				1,08	3,40									
257*	0,631	0,468	7,49	5,16	4,18	1,1	1,94	1,02	7,59	1,83		1,68	160,00	30,00						
258*	0,684	0,549	8,24	6,31		1,04		0,87		1,72		1,40	190,00	30,00	7	7				
259*	0,59	0,439	6,90	4,74							2,86									
260*		0,452		4,93	4,93	0,96	1,65	0,95	8,99	1,57		1,55			7	6,9	2,4	158	190	120

*Obs: novo ciclo