**UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS
DEPARTAMENTO DE HIDRÁULICA E SANEAMENTO**

**COMPORTAMENTO DE DOIS REATORES EM BATELADA
SEQUÊNCIAIS AERÓBIOS COM DIFERENTES IDADES DO
LODO E RETORNO TOTAL DO LODO EM EXCESSO
APÓS DESINTEGRAÇÃO COM ULTRA-SOM**

ANDRÉ LUÍS DE OLIVA CAMPOS

**Tese apresentada à Escola de Engenharia de
São Carlos, Universidade de São Paulo, como
parte dos requisitos para obtenção do título de
Doutor em Hidráulica e Saneamento**

ORIENTADOR: Prof. Tit. Eduardo Cleto Pires

São Carlos

2002

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

C198c Campos, André Luis de Oliva
Comportamento de dois reatores em batelada sequenciais
aeróbios com diferentes idades do lodo e retorno total do
lodo em excesso após desintegração com ultra-som / André
Luis de Oliva Campos. -- São Carlos, 2002.

Tese (Doutorado) -- Escola de Engenharia de São
Carlos-Universidade de São Paulo, 2002.
Área: Hidráulica e Saneamento.
Orientador: Prof. Dr. Eduardo Cleto Pires.

1. Minimização de lodos. 2. Desintegração.
3. Ultra-som. 4. Lodos ativados. 5. Batelada. I. Título.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidato: Engenheiro **ANDRÉ LUIS DE OLIVA CAMPOS**

Tese defendida e julgada em 18-10-2002 perante a Comissão Julgadora:

Prof. Tit. **EDUARDO CLETO PIRES (Orientador)**
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

Aprovado.

Dr. **ERICH KELLNER**
(Serviço Autônomo de Água e Esgoto – SAAE/São Carlos-SP)

Aprovado

Prof. Dr. **MARCO ANTONIO PENALVA REALI**
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

Aprovado

Prof. Dr. **FERNANDO FERNANDES**
(Universidade Estadual de Londrina/UEL)

Aprovado.

Prof. Dr. **BRUNO CORAUCCI FILHO**
(Universidade Estadual de Campinas/UNICAMP)

Aprovado

Profa. Associada **MARIA DO CARMO CALIJURI**
Coordenadora do Programa de Pós-Graduação em
Engenharia (Hidráulica e Saneamento) e
Presidente da Comissão de Pós-Graduação

Ao meu pai, obrigado sempre!

À minha mãe, com saudades!

AGRADECIMENTOS

Ao Professor Dr.Eduardo Cleto Pires, pela orientação, compreensão e paciência dispensadas;

Ao Professor Dr. Carlos Eduardo Blundi, pela ajuda no início deste Doutorado;

Aos participantes da banca de defesa: Prof. Dr. Marco Antonio Penalva Reali, Prof. Dr. Fernando Fernandes, Prof. Dr. Bruno Coraucci Filho e Dr. Erich Kellner;

Aos Professores José Roberto Campos, Rodrigo de Melo Porto, Marcelo Zaiat, Maria Bernadete Varesche e Maria do Carmo Calijuri, pela ajuda ao longo deste estudo;

A minha família que espera ansiosa o término desta jornada;

A Luciana Coêlho Mendonça, companheira de todos os momentos, beijos;

Ao grande amigo e companheiro de moradia Neyson Martins Mendonça, por sempre estar prestativo;

Aos amigos da alta cúpula: Cláudio Antônio e Cássia, Fernando Hermes Passig (Fernandão) e quem tiver na hora, Rogers e Samantha, Douglas e Karina, Romeu Gadotti e Júnior, pelas conversas técnicas e causos sempre animados, regados a cerveja, pizza e churrasco;

A Bob e Scott, os melhores labradores que uma pessoa pode ter;

Aos amigos: Marilu Parsekian, que dividiu o trabalho comigo no seu início, Marcelo Nolasco, pela troca de informações, Erich Kellner, Rogério Penetra, Dirlane

do Carmo, Andréa Buzzini, Eraldo e Simone, Paulo Tadeu Gusmão, Nélia Callado, Márcio Barboza, Viviana Zanta, Deíza Pinto, Arnaldo Sarti, Marcelo Garcia (Bitoca), Leila Patrizzi, Luci Sartori, Cristiano Niciura, Flávia Talarico, André Oliveira (mineiro), Giovanna Tommaso, Mércia Dominguez, Gunther Brucha, José Alberto (Betão), Selma Cubas, Edson Rivelino, Ariovaldo, Valmir Moraes, Márcio Nemer, Giovani Penner, Alexandre fininho, Eduardo Cattony, Sérgio Aquino e Silvana Queiroz, Thiago Momenti, Luana Mandelli, e outros que a memória não me ajuda a lembrar...

Aos técnicos de laboratório: Paulo Fragiácomo, Maria Aparecida Viudes, Julio Trofino, Maria Ângela Talarico, Elizabeth Moraes por estarem sempre prestativos;

Ao pessoal do departamento: Sá e Pavi, Rose e Flávia. Qualquer problema conte com elas;

A Eloísa Pozzi Gianotti, pela ajuda nos exames microbiológicos e pela alegria constante;

Ao CNPq, pela bolsa concedida;

À FAPESP pela ajuda financeira no projeto.

SUMÁRIO

Lista de Tabelas	i
Lista de Figuras	ii
Lista de Abreviaturas e Siglas	v
Lista de Símbolos	vi
Resumo	ix
Abstract	x
1 Introdução	1
2 Objetivos	3
3 Revisão Bibliográfica	4
3.1 Tratamento biológico de águas residuárias	4
3.2 Processo Aeróbio	5
3.3 Lodos Ativados	7
3.3.1 Microbiologia	7
3.4 Fluxo intermitente (Batelada)	10
3.5 Remoção biológica de nitrogênio	13
3.6 Geração de lodo	16
3.7 Lise Celular Induzida	24
3.7.1 Ultra-som	28
3.7.2 Características do lodo desintegrado	39

4. Materiais e Métodos	42
4.1 Sistema	42
4.2 Substrato	46
4.3 Operação	47
4.4 Ultra-som	50
4.4.1 Grau de desintegração	51
4.5 Análises	57
4.6 Monitoramento	62
5 Resultados e Discussão	64
5.1 Testes com o ultra-som	65
5.2 Análise microscópica do lodo submetido ao ultra-som	70
5.3 Análise de DQO	74
5.3.1 Etapa controle	75
5.4 Análise de sólidos	83
5.4.1 etapa controle	83
5.4.2 Etapa teste	90
5.5 Nutrientes	101
5.5.1 Etapa controle	101
5.5.2 Etapa teste	104
5.6 Microbiologia	110
5.6.1 Etapa controle	113
5.6.2 Etapa teste	114
5.7 Consumo de oxigênio	115

5.7.1 Etapa controle	116
5.7.2 Etapa teste	117
5.8 Balanços de massa	120
5.8.1 Etapa controle	120
5.8.2 Etapa teste	125
6 Conclusões e Recomendações	130
7 Referências Bibliográficas	132
Anexo	

LISTA DE TABELAS

Tabela 3. 1 – Doadores e receptores de elétrons em ambiente aeróbio e anaeróbio	5
Tabela 3. 2- Agrupamento de microrganismos de diversos gêneros	9
Tabela 3. 3 - Microrganismos indicadores das condições de depuração	9
Tabela 3. 4- Previsão da Produção diária de lodo em 2005	19
Tabela 3. 5- Tendências de gerenciamento de lodo ns Estados Unidos e Europa	22
Tabela 3. 6 – Composição química da Escherichia coli	40
Tabela 4. 1- Composição básica do esgoto sintético utilizado (Torres, 1992 - modificado)	47
Tabela 4. 2 - Especificações técnicas do aparelho de ultra-som	50
Tabela 4. 3 – Variáveis envolvidas nos balanços de massa	60
Tabela 4. 4 – Parâmetros analisados nas duas etapas do estudo	63
Tabela 5. 1- Tempo de exposição e eficiência do ultra-som para 200ml de amostra	67
Tabela 5. 2- Tempo de exposição e eficiência do ultra-som para 100ml de amostra	69
Tabela 5. 3 – Frequência dos microrganismos na amostra	110
Tabela 5. 4 – Dados de entrada para o balanço de massa do reator A – Etapa controle.	121
Tabela 5. 5 - Dados de entrada para o balanço de massa do reator B – Etapa controle.	123
Tabela 5. 6 - Dados de entrada para o balanço de massa do reator A – Etapa teste.	125
Tabela 5. 7 - Dados de entrada para o balanço de massa do reator B – Etapa teste.	127

LISTA DE FIGURAS

Figura 3. 1- Etapas envolvidas na operação de um Reator Sequencial em Batelada	11
Figura 3. 2- Transformações do nitrogênio em processos biológicos de tratamento	14
Figura 3. 3- Métodos de desintegração (Bomberg & Kramer,1988).	25
Figura 3. 4- momento de implosão de bolha submetida ao ultra-som	29
Figura 3. 5- Esquema de implosão de uma bolha (Thorton, 2002)	30
Figura 3. 6- Processo de formação de radicais após aplicação de ultra-som (Neis, 2000)	31
Figura 4. 1- Esquema do reator sequencial em batelada.	43
Figura 4. 2- Sistema utilizado na etapa de experimento	44
Figura 4. 3 – Cones utilizados para sedimentação do lodo e análise de IVL	48
Figura 4. 4 - Equipamento de ultra-som utilizado no estudo	51
Figura 4. 5 – Balanço de massa dos reatores	59
Figura 5. 1- DQO filtrada do lodo submetido a diferentes tempos e frequências de ultra-som	65
Figura 5. 2 - Variação da DQO após ultra-som para 200ml de amostra	67
Figura 5. 3- Variação da DQO após ultra-som para 100ml de amostra	68
Figura 5. 4- Comportamento da DQO filtrada em condições de potência e tempos diferentes	69
Figura 5. 5- Aspecto do lodo do reator A após exposição ao ultra-som (40x)	71
Figura 5. 6- Aspecto do lodo do reator B após exposição ao ultra-som (40x)	73
Figura 5. 7- Lodo de descarte antes e depois do ultra-som.	74
Figura 5. 8- Eficiência de remoção em termos de DQO para o reator A – Etapa controle	75
Figura 5. 9 - Eficiência de remoção em termos de DQO para o reator B – Etapa controle	76
Figura 5. 10- Variação temporal da DQO bruta para o reator A – Etapa controle.	77
Figura 5. 11- Variação temporal da DQO bruta para o reator B – Etapa controle.	78

Figura 5. 12- Eficiência de remoção em termos de DQO para o reator A – Etapa teste	79
Figura 5. 13- Eficiência de remoção em termos de DQO para o reator B – Etapa teste	80
Figura 5. 14- Variação temporal da DQO bruta para o reator A – Etapa teste.	81
Figura 5. 15- Variação temporal da DQO bruta para o reator B – Etapa teste.	82
Figura 5. 16- Sólidos suspensos voláteis afluyente para os reatores A e B – Etapa controle.	83
Figura 5. 17- Sólidos suspensos voláteis nos tanques dos reatores A e B – Etapa controle	84
Figura 5. 18- Sólidos suspensos voláteis efluente para os reatores A e B – Etapa controle.	85
Figura 5. 19- Relação SSF/SSV afluyente para os reatores A e B – Etapa controle.	85
Figura 5. 20- Relação SSF/SSV efluente para os reatores A e B – Etapa controle.	86
Figura 5. 21- Relação SSF/SSV no tanque de aeração dos reatores A e B – Etapa controle.	87
Figura 5. 22- Índice Volumétrico do lodo para os reatores A e B – Etapa controle.	87
Figura 5. 23- Produção de lodo (Yobs) para o reator A – Etapa controle.	89
Figura 5. 24- Produção de lodo (Yobs) para o reator B – Etapa controle.	90
Figura 5. 25- Sólidos suspensos voláteis afluyente para os reatores A e B – Etapa teste.	91
Figura 5. 26- Sólidos suspensos voláteis no nos tanques dos reatores A e B – Etapa teste.	92
Figura 5. 27- Sólidos suspensos voláteis efluente para os reatores A e B – Etapa teste.	93
Figura 5. 28- Relação SSF/SSV afluyente para os reatores A e B – Etapa teste.	94
Figura 5. 29- Relação SSF/SSV efluente para os reatores A e B – Etapa teste.	95
Figura 5. 30- Relação SSF/SSV no tanque de aeração dos reatores A e B – Etapa teste.	96
Figura 5. 31- Índice Volumétrico do lodo dos reatores A e B – Etapa teste.	96

Figura 5. 32- Produção de lodo (Yobs) para o reator A – Etapa teste.	97
Figura 5. 33- Produção de lodo (Yobs) para o reator B – Etapa teste.	98
Figura 5. 35- Perfil temporal de compostos nitrogenados para o reator A – Etapa controle.	101
Figura 5. 36- Perfil temporal de compostos nitrogenados para o reator B – Etapa controle.	103
Figura 5. 37– Teor de fósforo total afluente e efluente dos reatores A e B – Etapa controle.	103
Figura 5. 38 - Eficiência de remoção de nitrogênio total no reator A – Etapa teste.	104
Figura 5. 39 - Eficiência de remoção de nitrogênio total para o reator B – Etapa teste	105
Figura 5. 40 - Perfil de nutrientes no início da etapa teste para o reator A.	106
Figura 5. 41- Perfil de nutrientes no início da etapa teste para o reator B	107
Figura 5. 42- Perfil de nutrientes no final da etapa teste para o reator A.	108
Figura 5. 43-Perfil de nutrientes no final da etapa teste para o reator B	109
Figura 5. 44 - Microscopia dos lodos após 1 mês de aplicação do ultra-som. (40x)	111
Figura 5. 45 - Microscopia dos lodos após 2 meses de aplicação do ultra-som. (100x)	112
Figura 5. 46 - Microscopia dos lodos após 3 meses de aplicação do ultra-som. (100x)	112
Figura 5. 47 – Ensaio para verificação da TCO ao longo de um ciclo.	115
Figura 5. 48 – Perfil respirométrico para o reator A – Etapa controle.	116
Figura 5. 49 - Perfil respirométrico para o reator B – Etapa controle.	117
Figura 5. 50 - Perfil respirométrico para o reator A – Etapa teste.	118
Figura 5. 51 - Perfil respirométrico para o reator B – Etapa teste.	119

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AOX	Ácidos Orgânicos Adsorvíveis
DQO	Demanda Química de Oxigênio
DQO/NTK	Razão Demanda Química de Oxigênio / Nitrogênio Total Kjeldahl
EPA	Environmet Proctection Agency
ETE	Estação de Tratamento de esgotos
GD	Grau de Desintegração
N-amoniacal	Nitrogênio amoniacal
NMP	Número mais Provável
NTK	Nitrogênio Total Kjeldahl
OD	Oxigênio Dissolvido
RMSP	Região Metropolitana de São Paulo
RSB	Reator Sequencial em Batelada
SABESP	Companhia de Saneamento de São Paulo
SSF	Sólidos Suspensos Fixos
SST	Sólidos Suspensos Totais
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis
TCO	Taxa de Consumo de Oxigênio
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica
UASB	Reator Anaeróbio de Manta de lodo
UV	Ultravioleta
WEF	World Environment Federation

LISTA DE SÍMBOLOS

$DQO_{sol,fil}^{des}$	DQO da amostra desintegrada
$F_{sol,fil}$	Fator de Solubilização
%DQO	Balanço de DQO
%N	Balanço de Nitrogênio
μ	velocidade específica de crescimento celular
θ_c	tempo de retenção celular (idade do lodo)
$\mu_{máx}$	velocidade específica máxima de crescimento celular
[P] _A	Concentração de proteína na amostra desintegrada (mg/ml)
[P] _C	Concentração de proteína controle
[P] _T	Concentração de proteína quando todas as células estão desintegradas
$C_5H_7NO_2$	Representação elementar de novas células
CH_4	Metano
CHNOS	Representação elementar de matéria orgânica
CO_2	Dióxido de carbono
com	Consumo específico de Oxigênio depois da desintegração
DD	Grau de desintegração, em termos de DQO
DD_{DQO}	Grau de Desintegração em termos de DQO
$DQO_{sol,fil}^{orig}$	DQO da amostra original
DQO_A	DQO da amostra desintegrada
DQO_a	DQO total afluente
DQO_{BI}	DQO bruta antes do ultra-som (inicial)
DQO_{DIL}	DQO corrigida com a diluição
DQO_e	DQO total efluente
DQO_{FF}	DQO filtrada após ultra-som (final)
DQO_{FI}	DQO filtrada antes do ultra-som (inicial)
DQO_T	DQO total da amostra por desintegração química
fcv	Razão DQO/SSV
fn	fração de Nitrogênio no lodo
H• e OH•	Radicais hidrogênio e hidroxila

H_2	molécula de hidrogênio
H_2O	Água
Hz	Hertz
IB (DD)	Inativação Biológica ou Grau de desintegração
Khz	Kilohertz
Md _{qoe}	Massa de DQO no efluente
Md _{qol}	Massa de DQO no lodo
Md _{qoox}	Massa de DQO oxidada
Mhz	Megahertz
MNI	Massa de Nitrogênio no lodo
MN _{na}	Massa de nitrato no afluente
MN _{ne}	Massa de nitrato efluente
MN _s	Massa de Nitrogênio efluente
MN _{tke}	Massa de Nitrogênio total Kjeldahl efluente
Mon	Massa de Oxigênio para Nitrificação
N_2	Molécula de nitrogênio
N_2	nitrogênio gasoso
N_2O	óxido nítrico
NH_3	Amônia
NH_4^+	Íon amônio
N _{na}	Nitrato no afluente
N _{ne}	Nitrato no efluente
N-NH ₄	Nitrogênio como amoniacal
N-NO ₂ ⁻	Nitrogênio como nitrito
N-NO ₃ ⁻	Nitrogênio como nitrato
N-NTK	Nitrogênio como Nitrogênio total Kjeldahl
NO ₂ ⁻	Nitrito
NO ₃ ⁻	nitrato
N _{tka}	Nitrogênio total Kjeldahl afluente
N _{tke}	Nitrogênio total Kjeldahl efluente
O ₂	Molécula de oxigênio
OC _u	Consumo específico de Oxigênio antes da desintegração
OD	oxigênio dissolvido
O _t	Taxa de Utilização de oxigênio
PCD	Porcentagem de desintegração

pH	Potencial hidrogeniônico
Q	vazão
Q	Vazão afluyente
q	Vazão de lodo
S	Enxofre
SO ₄ ⁻	Sulfato
St _a	DQO afluyente
St _e	DQO efluente
V _r	Volume do reator
X	massa celular
X _v	SSV no tanque
Y	coeficiente de produção celular ou de síntese celular

RESUMO

Campos, A. L. O. (2002). *Comportamento de dois reatores seqüenciais em batelada aeróbios com diferentes idades do lodo e retorno total do lodo em excesso após desintegração com ultra-som*. São Carlos, 2002. 142pp. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

O estudo teve por finalidade a redução do lodo gerado nos sistema aeróbios mediante recirculação do lodo em excesso, após passar por uma desintegração com ultra-som, ao tanque de aeração de cada reator. Foram utilizados dois reatores seqüenciais aeróbios (A e B) operando em sistema de batelada e com idades do lodo diferentes: 12 e 8 dias respectivamente, e com ciclos de doze horas. Os reatores foram operados em duas etapas. Na etapa inicial, chamada controle, os reatores foram operados por 130 dias sem reciclo do lodo, para se poder avaliar o comportamento e fazer futuras comparações com a etapa posterior, denominada teste. Na etapa controle foram analisados o comportamento da DQO, dos sólidos e dos nutrientes além de serem realizados testes com o ultra-som para a escolha do tempo de exposição e volume de amostra.. O reator A apresentou uma boa remoção de DQO (90,9%), entretanto não apresentou nitrificação completa, chegando apenas na transformação de nitrogênio orgânico a amoniacal. Já a remoção de fósforo foi da ordem de 60%. O reator B também apresentou uma boa remoção de DQO (87,7%) e houve formação de nitrato, embora não completa, e a remoção de fósforo se situou em 57%. Na etapa teste, que durou aproximadamente 90 dias, os reatores foram operados com retorno total do lodo após desintegração com ultra-som. Houve um aumento na DQO afluyente devido ao retorno do lodo desintegrado, bem como um aumento nos teores de nitrogênio e fósforo. Houve também um aumento na concentração de sólidos dos reatores, sendo o reator A que apresentou um maior acréscimo. Ambos reatores apresentaram uma mesma eficiência na remoção de DQO (92,0% para o reator A, e 91% para o reator B) se comparado com a etapa controle. Com relação aos nutrientes os reatores apresentaram sensível melhora na nitrificação. O reator A apresentou uma quase completa redução no nitrogênio orgânico, embora não tenha chegado a nitrificação completa. O reator B apresentou uma remoção completa do nitrogênio orgânico. Com relação ao fósforo, a etapa teste apresentou um decréscimo na sua remoção (42% para o reator A e 44% para o reator B). As análises indicaram que a desintegração do lodo e seu retorno ao tanque de aeração não causaram problemas no funcionamento dos reatores, houve uma melhora na nitrificação e não houve uma sensível redução na remoção de fósforo. Comparando com o problema de transporte, tratamento e disposição final de lodo, o estudo de redução de lodos é uma grande alternativa e que merece mais estudos.

Palavras-chave: minimização de lodos, desintegração, ultra-som, lodos ativados, batelada

ABSTRACT

Campos, A. L. O. (2002). Behavior of two aerobic sequential batch reactors with different sludge ages and total return of excess sludge after disintegration by ultrasound. São Carlos, 2002. 142pp. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

The study aims to reduce the sludge generation in aerobic systems by recirculation of the excess sludge after disintegration with a ultrasound set. Two aerobic sequential batch reactors (A and B) were utilized operating with two different sludge ages: 12 and 8 days respectively. The reactors were operated in two stages. In the first stage, called control, the reactors were operated for 130 days, without total sludge recirculation, to promote an assessment and compare with the next stage, called test. In the control stage the behavior of COD, solids and nutrients were analyzed, and tests with ultrasound were performed. The reactor A presented a good COD removal (90.9%), but not a complete nitrification, and a phosphorus removal of 60%. The reactor B presented a good COD removal (87.7%) and a good organic nitrogen removal, but not complete, and a phosphorus removal of 57%. In the test stage the reactors were operated for 90 days, with sludge recirculation after disintegration by ultrasound. There was an increase in influent COD, nitrogen and phosphorus because of sludge recirculation. There was an increase in MLVSS, and reactor A presented a greater increase. Both reactors presented good results in COD removal (92.0% for reactor A and 91.0% for reactor B) comparing with control stage. The reactors present a good improvement in nitrification. Reactor A presented a good organic nitrogen removal and reactor B presented a complete organic nitrogen removal. In relation to phosphorous removal, the test stage presented a decreasing in their efficiencies (42% for reactor A and 44% for reactor B) regarding to control stage. The analysis showed that sludge disintegration and recirculation to aeration tank not caused any problem in the behavior of the reactors. Comparing to transport, treatment and final disposal problems, the study of sludge reduction is a great alternative that deserves attention.

Keywords: Sludge minimization, disintegration, ultrasound, activated sludge, batch.

1 Introdução

Os sistemas aeróbios de tratamento de esgotos sanitários são amplamente utilizados e reconhecidos pela eficiência de tratamento em termos de remoção de matéria orgânica. Entretanto este tipo de sistema gera um subproduto (lodo) que tem preocupado cada vez mais, tanto pelo custo de tratamento quanto pelo aumento de sua geração, devido ao aumento do número de estações de tratamento que utiliza desse tipo de tecnologia

É necessário e urgente buscar alternativas para a crescente produção do lodo de esgoto. Alternativas como utilização do lodo na agricultura encontram restrições devido à quantidade de patógenos que podem estar presentes no lodo e o receio dos agricultores em utilizá-lo. Mesmo assim, para aplicar na agricultura é preciso tratar o lodo antes e transportá-lo até o seu destino, gerando os altos custos para a estação de tratamento.

É preciso buscar alternativas para redução da produção de lodos. Uma alternativa é a mudança do tipo de tratamento utilizando reatores anaeróbios, que são conhecidos por gerarem uma quantidade de lodo muito menor que os sistemas aeróbios. Entretanto a eficiência do tratamento é menor que os reatores aeróbios, e esses reatores

não irão resolver o problema das estações de tratamento que utilizam sistemas aeróbios existentes e as estações em construção.

Uma alternativa que vem ganhando terreno é a minimização da geração de lodos através da desintegração do lodo (lise celular induzida) e seu retorno ao tratamento como fonte de alimento. Pesquisas indicam bons resultados do uso desses lodos principalmente na melhoria significativa do desempenho de digestores de lodo tratando o lodo desintegrado.

Para desintegração conta-se com o mais diversos tipos de equipamentos , tais como moinho de bolas, homogenizadores de alta pressão, tratamento alcalino, ozonização e ultra-som.

O presente trabalho estudou o tratamento de esgoto sintético em reatores seqüenciais em batelada, em escala de laboratório, com idades de lodo diferentes e, conseqüentemente, quantidades geradas de lodo diferentes, e retorno total do lodo gerado para o tanque de aeração após desintegração com ultra-som.

2 Objetivos

O objetivo deste trabalho é verificar o comportamento de reatores sequenciais em batelada aeróbios, com diferentes idades do lodo, aplicando a lise celular induzida no lodo em excesso e retornando o lodo ao tanque de aeração.

Objetivos específicos:

- Verificar a variação da DQO afluyente dos reatores quando da adição da lise celular induzida;
- Efetuar um balanço de massa dos sistemas utilizados;
- Identificar as formas de nitrogênio e fósforo presentes no efluente;
- Verificar o comportamento dos nutrientes quando da adição do lodo desintegrado ao afluyente;
- Quantificar a remoção de lodo com e sem a lise celular induzida;
- Verificar a influência da idade do lodo nas unidades de controle e teste;
- Propor alternativas de tratamento complementares, mediante o comportamento da remoção de nutrientes nos sistemas citados.

3 Revisão Bibliográfica

O presente capítulo contempla uma breve revisão bibliográfica sobre o tratamento biológico de águas residuárias. Far-se-á uma pequena revisão do processo de lodos ativados, dando ênfase ao sistema em batelada, visto que o processo já está bastante difundido por meio de vários livros que discorrem sobre o tema.

Entretanto julga-se necessário dar mais ênfase ao tratamento do lodo gerado em sistemas biológicos de tratamento e, principalmente, o processo de desintegração celular e os meios para sua obtenção, já que a literatura nessa área ainda é escassa.

3.1 Tratamento biológico de águas residuárias

O tratamento biológico de águas residuárias, segundo Rojas (2000), implica na remoção de contaminantes mediante atividade biológica. Essa atividade remove principalmente substâncias orgânicas biodegradáveis, coloidais ou dissolvidas, da água residuária, mediante sua conversão em gases que escapam para a atmosfera e em biomassa extraída mediante sedimentação. Pode-se utilizar essa atividade também para remoção de nutrientes. Segundo Branco (1986), o tratamento resulta na transformação de seus constituintes em moléculas mais simples e estáveis. Trata-se da oxidação do material

orgânico presente, transformando-o em substâncias de estrutura molecular simples e de baixo conteúdo energético.

À atividade biológica de remoção de matéria orgânica dá-se o nome de oxidação biológica, onde a forma orgânica é convertida em sua forma inorgânica altamente oxidada (dióxido de carbono, água, nitrato, ortofosfatos, sulfatos, nitrogênio gasoso, gás sulfídrico, etc.), como descritos na tabela 3.1.

Tabela 3. 1– Doadores e receptores de elétrons em ambiente aeróbio e anaeróbio

Ambiente	Doador	Receptor	Produtos	Processo
Aeróbio	Composto orgânico	O ₂	CO ₂ e H ₂ O	Metabolismo aeróbio
	NH ₄ ⁺ e NO ₂ ⁻	Oxigênio	NO ₂ ⁻ , NO ₃ ⁻ e H ₂ O	Nitrificação
Anaeróbio	Composto orgânico	NO ₃ ⁻	N ₂ e CO ₂	Desnitrificação
	H ₂ e Acetato	SO ₄ ⁻	H ₂ O e S ⁻	Redução de sulfato
	H ₂	CO ₂	CH ₄	Metanogênese

Fonte: Adaptado de Metcalf & Eddy (1991) e Bailey & Ollis (1986).

Segundo Rojas (2000), toda oxidação envolve a transferência de elétrons de uma substância reduzida, ou doadora de elétrons, a uma substância oxidante, ou acceptora de elétrons. A matéria orgânica é o alimento ou doador de elétrons para organismos vivos, bem como a amônia, acetato, hidrogênio a depender do ambiente em que se processa a atividade biológica, como exemplificado na tabela 3.1.

3.2 Processo Aeróbio

O processo aeróbio é um processo de respiração de oxigênio no qual o oxigênio livre é o único acceptor final de elétrons; o oxigênio é reduzido e o carbono é oxidado. Esse processo tem como objetivo obter energia necessária para síntese de tecido celular novo

(Rojas, 2000). Esse metabolismo pode ser dividido em duas fases bem definidas, como citado por Van Haandel & Marais (1999): catabolismo e anabolismo.

No catabolismo, ocorre a oxidação do material orgânico pelo oxigênio e a produção de compostos de baixo conteúdo energético. No anabolismo, ocorre a síntese do material celular. As equações (3.1) e (3.2) ilustram o metabolismo do processo aeróbio:

Catabolismo

Anabolismo

Pode-se observar que a matéria orgânica serve como fonte energética no catabolismo e como fonte material no anabolismo. Os processos de catabolismo e anabolismo são interdependentes: sem anabolismo a manutenção da vida dos microrganismos e, conseqüentemente, o próprio metabolismo desses seria impossível. Por outro lado, o anabolismo é um processo que requer energia e o microrganismo a obtém através da oxidação catabólica (Van Haandel & Marais, 1999).

Entretanto, na ausência de matéria orgânica, o tecido celular respirará endogenamente e se converterá a produtos gasosos e energia para manutenção, como verificado na equação (3.3) (Rojas, 2000).

Existem vários processos aeróbios para remoção de matéria orgânica entre os quais podem-se citar os processos de lodos ativados (convencional, mistura completa, aeração escalonada, alta taxa, oxigênio puro, etc.), lagoas aeradas, filtros de alta e baixa taxa, biodiscos.

3.3 Lodos Ativados

Dentre os processos citados o processo de lodos ativados é um dos mais utilizados no tratamento de esgotos domésticos. A utilização é explicada pelo sistema gerar um efluente de boa qualidade em reduzidos requisitos de área (Von Sperling, 1997).

O processo foi descoberto em 1914 na Inglaterra por Arden e Lockett (Metcalf & Eddy, 1991). O sistema baseia-se no princípio de se evitar a fuga descontrolada de bactérias ativas (lodo ativo) produzidas no sistema. Portanto é feita uma recirculação do lodo para manter a maior concentração de microrganismos ativos no reator aerado, a fim de acelerar a remoção do material orgânico das águas residuárias (Campos, 1994). O esgoto contém poucos microrganismos para permitir uma degradação/conversão rápida e eficiente. O processo de lodos ativados supera essa dificuldade mantendo uma grande quantidade de microrganismos presentes no tanque, acelerando o processo de degradação (Eikelboom, 2000).

3.3.1 Microbiologia

Os organismos mais importantes que participam do processo de lodos ativados são as bactérias, por serem responsáveis pela decomposição da matéria orgânica afluente. As bactérias usam a matéria orgânica para obter a energia necessária para o crescimento e

manutenção da massa celular. Uma fração do material orgânico é oxidada a produtos de baixa energia (NO_3^- , CO_2 e SO_4^{2-}), enquanto uma outra fração é sintetizada como material celular (Metcalf & Eddy, 1991).

Enquanto a comunidade de microrganismos no lodo ativado é dominada por bactérias aeróbias que requerem compostos orgânicos e energia (bactéria heterotróficas), existem também substanciais populações de fungos e protozoários. Bactérias nitrificantes que têm a habilidade de utilizar compostos inorgânicos para crescimento celular (bactérias autotróficas) estão presentes em quantidades variadas, dependendo do modo de operação e da quantidade de carbono e nitrogênio presentes. Rotíferos e nematóides são mais freqüentemente encontrados em sistemas com longos períodos de aeração ou com idades do lodo superiores a 10 dias (WEF, 1996).

Exames microscópicos regulares de lodo aeróbio servem para indicar ao operador as tendências do processo, associadas à eficiência de remoção de matéria orgânica e da sedimentação do lodo, adequação da aeração empregada, eventual presença de compostos tóxicos e ocorrência de sobrecargas orgânicas. Esses indicadores servem então para sugerir a realização de medidas físico-químicas ou mudança na operação do sistema, de tal forma que seja mantido o desempenho desejado (Vazoller, 1989). A tabela 3.2 Fornece os gêneros de microrganismos presentes em águas residuárias.

Tabela 3. 2 - Agrupamento de microrganismos de diversos gêneros

Grandes Grupos	Gêneros Frequentes
Classe Ciliata	
Ciliados livre-natantes	<i>Paramecium</i> , <i>Colpidium</i> , <i>Litonotus</i> , <i>Trachelopyllum</i> , <i>Amphileptus</i> , <i>Chilodonella</i>
Ciliados pedunculados	<i>Vorticella</i> , <i>Operculária</i> , <i>Epistylis</i> , <i>Charchesium</i> e as sucórias <i>Acineta</i> e <i>Podophyra</i>
Ciliados livres, predadores de floco	<i>Aspidisca</i> , <i>Euplotes</i> , <i>Stylonychia</i> , <i>Oxytrichia</i> .
Classe Mastigophora – flagelados	<i>Bodo</i> , <i>Cercobodo</i> , <i>Mona sp</i> , <i>Oicomonas sp</i> , <i>Euglena sp</i> , <i>Cercomonas sp</i> , <i>Peranema</i>
Classe Sarcodina - amebas	<i>Amoeba</i> , <i>Arcella</i> , <i>Actinophrys</i> , <i>Vahlkampfi</i> , <i>Astramoeba</i> , <i>Diffugia</i> , <i>Cochilopodium</i>
Classe Rotífera - rotíferos	<i>Philodina</i> , <i>Rotaria</i> , <i>Epiphanes</i>
Classe Nematoda – nematóides	<i>Rhabditis</i>
Filo Anelida – anelídeos	<i>Aelosoma</i>

Fonte: Vazoller (1998)

Entre os microrganismos encontrados em lodos ativados operando com esgotos domésticos, algumas espécies são consideradas indicadoras das condições de depuração do sistema de tratamento. A tabela 3.3 apresenta a correlação entre ocorrência ou predominância de certos microrganismos com a característica do processo biológico.

Tabela 3. 3 - Microrganismos indicadores das condições de depuração

Microrganismos	Característica do Processo
Predominância de flagelados e rizópodes	Lodo jovem, característico de início de operação ou η_c baixo
Predominância de flagelados	Deficiência de aeração, má depuração e sobrecarga orgânica
Predominância de ciliados pedunculares e livres	Boas condições de depuração
Presença de <i>Arcella</i> (rizópode com teca)	Boa depuração
Presença de <i>Aspidisca costata</i> (ciliado livre)	Nitrificação
Presença de <i>Trachelophyllum</i> (ciliado livre)	η_c elevado
Presença de <i>Vorticella microstoma</i> (ciliado peduncular) e baixa concentração de ciliados livres	Efluente de má qualidade
Predominância de anelídeos do gênero <i>Aelosoma</i>	Excesso de oxigênio dissolvido
Predominância de filamentos	Intumescimento do lodo ou <i>bulking</i> filamentoso*

Fonte: Vazoller (1989) * Para caracterizar o intumescimento é necessário avaliar os flocos.

3.4 Fluxo intermitente (Batelada)

Uma variação do processo de lodos ativados é o processo de lodos ativados com fluxo intermitente ou batelada.

O princípio do processo, segundo Von Sperling (1997), consiste na incorporação de todas as unidades, processos e operações normalmente associadas ao tratamento convencional de lodos ativados em um único tanque (decantação primária, oxidação biológica e decantação secundária). Como se utiliza um tanque único, esses processos e operações passam a ser simplesmente seqüências no tempo e não unidades separadas como ocorre nos processos operacionais com fluxo contínuo. Como são seqüências no tempo, esses reatores são chamados também de Reatores Seqüenciais em Batelada (RSB). Essa será a forma como esses reatores serão mencionados de agora em diante.

Os reatores seqüenciais em batelada (RSB) são operados em regime de ciclos. Cada ciclo é composto por quatro fases distintas:

- Enchimento – É a etapa que envolve a adição do afluente ao reator.

Geralmente o volume a ser colocado é igual ao volume a ser descartado na última etapa. A depender do tipo de tratamento, o enchimento pode ser acompanhado de mistura e aeração;

- Reação – A etapa de reação tem por objetivo completar as reações iniciadas durante o enchimento. O tempo de duração desta etapa varia de acordo com a composição e concentração do afluente, qualidade do efluente, concentração da biomassa e temperatura da mistura reacional;

- Sedimentação – Nessa fase, a mistura e aeração são interrompidas para permitir clarificação do líquido. O tempo varia de acordo com a sedimentabilidade da biomassa;
- Descarte – Após haver a separação da fase sólida e da fase líquida ocorre a etapa de descarte.

A depender do tempo de cada ciclo e das condições de operação, pode existir mais uma fase denominada repouso. Essa fase serve para ajustar o sistema de tratamento quando existem vários reatores em batelada.

Como o processo se dá ao longo do tempo e não do espaço como no sistema por fluxo contínuo, torna-se possível estabelecer, e variar, as condições de funcionamento do processo, sendo possível a otimização das diversas etapas, anaeróbia, anóxica e aeróbia, às condições específicas do esgoto que vai ser tratado. A figura 3.1 ilustra as fases de operação em um RSB.

Figura 3. 1- Etapas envolvidas na operação de um Reator Sequencial em Batelada

Segundo Droste & Massé¹ apud Callado (2001), a operação de RSB tem demonstrado ser uma opção viável para sistemas de tratamento aeróbio e anaeróbio. Dependendo do tipo de efluente a ser tratado, o RSB apresenta vantagens e desvantagens:

Vantagens:

- Funcionam como tanque de equalização durante o período de enchimento;
- O sistema de aeração/agitação pode ou não ser ativado, dependendo da vazão do afluente a ser tratado. Com isso programa-se o sistema de modo a proporcionar menor consumo de energia;
- O sistema de bombeamento para recirculação do lodo é dispensável;
- Não perdem biomassa, caso ocorram choques hidráulicos.

Desvantagens:

- Falta de um equacionamento bem definido para projetar esses sistemas, assim como para definir procedimentos operacionais;
- Necessidade de equipamentos como, por exemplo, misturadores, válvulas de controle e controladores de tempo e de nível;
- Maior custo com obras civis, em razão de necessitar u maior volume de reator para tratamento em batelada.

Sobre a segunda desvantagem, o autor deve estar sugerindo que há a necessidade de vários equipamentos (misturadores, controladores de nível e de tempo) em

¹DROSTE R. L.; MASSÉ, D. I. (1995). *Anaerobic treatment in sequencing batch reactors*. In: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON TECHNOLOGY TRANSFER. Preprints, Salvador, pp. 353-363.

um só tanque, ao contrário de um tanque de aeração de um sistema de lodos ativados convencional. Isto acarretaria custos com implementação e manutenção. A presença de misturadores e controladores não chegaria a ser uma desvantagem se levar em conta que não vai se precisar de decantadores e nem bombas de transporte do lodo de retorno.

Van Haandel & Guimarães (2000) citam que o problema de flotação no decantador secundário devido a desnitrificação pode ser contornado com o uso de RSBs, visto que, caso o lodo flote na etapa de sedimentação, o descarte poderá ser controlado para se evitar que o lodo flotado saia junto com o efluente.

3.5 Remoção biológica de nitrogênio

As principais etapas do ciclo do nitrogênio são: fixação de N_2 , assimilação do nitrogênio fixado, amonificação, nitrificação, desnitrificação e redução dissimilativa de compostos oxidados de nitrogênio. A assimilação é comum a todos os tipos celulares e as outras etapas são realizadas fundamentalmente por bactérias e, delas, a nitrificação e a desnitrificação são as mais relevantes do ponto de vista da descontaminação de efluentes que possuem compostos nitrogenados (Abreu, 1994).

O nitrogênio pode ocorrer sob várias formas no esgoto sanitário e sofrer diversas transformações durante o tratamento, como pode ser observado na Figura 3.2. Essas transformações permitem a conversão do nitrogênio amoniacal a produtos que podem ser facilmente removidos dos esgotos.

O nitrogênio pode ser removido de esgoto sanitário por meio de processos biológicos ou físico-químicos. Dentre as alternativas, os processos biológicos são os que

oferecem custos relativamente baixos, quando comparados com os processos físico-químicos (Metcalf & Eddy, 1991).

Figura 3. 2- Transformações do nitrogênio em processos biológicos de tratamento
(adaptado de Metcalf & Eddy, 1991)

Nitrificação é a conversão da amônia a nitrato por meio de ação bacteriana, na presença de oxigênio dissolvido, sendo realizada em duas etapas: nitritação (oxidação da amônia a nitrito pela ação das bactérias *Nitrosomonas*), seguido pela nitratação (oxidação do nitrito a nitrato pela ação das *Nitrobacter*).

As bactérias nitrificantes são autótrofas e utilizam CO_2 como fonte de carbono e o composto reduzido de nitrogênio como fonte de energia (Abreu, 1994). Jetten *et al* (1997) comentam que, embora as bactérias nitrificantes autótrofas sejam predominantes na natureza, a nitrificação pode também ocorrer pela ação de bactérias nitrificantes heterótrofas, como, por exemplo, *Arthrobacter* e *Thiosphaera pantotropha*. Os autores observaram que a *Thiosphaera pantotropha* não era apenas uma bactéria nitrificante heterótrofa, mas também uma desnitrificante aeróbia, ou seja, o organismo convertia a maior parte do nitrito diretamente em nitrogênio gasoso.

Dentre os fatores que influenciam a nitrificação, Abreu (1994) e Metcalf & Eddy (1991) citam e comentam os seguintes:

- Relação C/N (carbono/nitrogênio) - A fração de organismos nitrificantes decresce à medida que a relação C/N cresce. Em processos combinados de remoção de carbono e nitrogênio, essa relação é maior que 5 e, em processos de nitrificação em estágios separados, essa relação é menor que 3;
- Temperatura - A temperatura ótima para o crescimento de bactérias nitrificantes está na faixa de 28 a 36°C;
- pH e concentração de amônia - Os valores ótimos de pH para as *Nitrosomonas* e *Nitrobacter* se encontram na faixa de 7 a 9. O valor do pH influencia na concentração do íon amônio, afetando a nitrificação. O íon amônio e ácido nitroso não dissociado são tóxicos para as bactérias nitrificantes, a partir de certos valores;
- Oxigênio dissolvido (OD) - O oxigênio é utilizado pelas bactérias nitrificantes nas reações de oxidação. De acordo com Abreu (1994), as *Nitrobacter* parecem

apresentar maior sensibilidade que as *Nitrosomonas*, em baixas concentrações de OD (0,5mg/L).

3.6 Geração de lodo

Segundo Campos (1994), apesar dos esgotos sanitários brutos serem compostos por apenas 0,1% de sólidos, a produção de lodo nas Estações de tratamento de esgotos (ETEs) é muito grande, principalmente quando o tratamento utilizado é aeróbio, o qual produz cerca de três vezes ou mais lodo que o tratamento anaeróbio. Levantamentos feitos em vários países indicam que o volume de lodo produzido em uma ETE representa cerca de 1% a 2% do volume do esgoto tratado, porém o custo do tratamento e disposição final do lodo chega a atingir entre 30% e 50% do custo operacional de uma ETE (Luduvic, 1998). Spellman (1997)² apud Miki et al. (2001), complementa que a fase sólida de tratamento, além de ser responsável por 40% dos custos de implantação e 50% dos custos de operação, é responsável por 90% dos problemas operacionais.

Mendonça (1993) observa que os custos das unidades para estabilização, desidratação e disposição do lodo representam, aproximadamente, um terço do investimento total em uma estação de tratamento de esgotos. Dependendo do sistema empregado, o custo das unidades de processamento de lodo poderá ser até maior do que o custo dos equipamentos para tratamento da fase líquida. Por isso é essencial que se tenha um sistema de disposição de lodo bem projetado e operado.

² SPELMAN, F. R. (1997). *Dewatering Biosolids*. Technomic Publishing Company, Inc.

A quantidade e qualidade do lodo em excesso dependem da vazão e da natureza da água residuária, da configuração do sistema de tratamento e das condições operacionais.

No caso de haver tratamento de esgoto em um sistema com sedimentação primária, a produção de lodo é bem maior que no caso quando o esgoto bruto é direcionado diretamente ao tanque de aeração no sistema de lodos ativados (Van Haandel & Marais, 1999).

Segundo Van Haandel & Marais (1999), o lodo exhibe basicamente três aspectos indesejáveis:

- Instabilidade biológica: A alta fração de material orgânico biodegradável torna o lodo putrescível;
- A qualidade higiênica do lodo é péssima, tendo uma grande variedade de vírus, bactérias e parasitas que constituem uma ameaça para a saúde pública;
- A concentração de sólidos suspensos é baixa, de modo que o volume do lodo de excesso é grande.

Segundo Fernandes (1997), considerando uma produção média de lodo para os sistemas de tratamento aeróbios de 17,5kg/ano em base seca por equivalente habitante, tem-se para cada 100.000 habitantes urbanos uma produção de 4,8t/dia de lodo seco ou 24 t/dia de lodo pastoso (80% de umidade). Ainda segundo esse mesmo autor, comparando com a produção per capita de resíduos sólidos domiciliares (0,6kg/dia), para

uma cidade tratando integralmente seus esgotos, a produção de lodo pastoso atingiria, em peso, aproximadamente 40% do total de resíduos sólidos domiciliares.

Segundo a EPA (1999)³ apud Andreoli & Pinto (2001), nos Estados Unidos a produção de lodos no ano 2000 foi estimada em 7,1 milhões de toneladas, devendo chegar a 8,2 milhões de toneladas em 2010. Na Europa, a produção atual de 8,9 milhões deverá alcançar 10,1 milhões em 2005, decorrente dos grandes investimentos na expansão desses serviços (Davis & Hall, 1997⁴ apud Andreoli & Pinto, 2001)

Andreoli & Pinto (2001) comentam também que a produção de lodo no Brasil atualmente está estimada entre 150 mil a 200 mil toneladas por ano (base seca). Citam ainda que há uma pressão da sociedade por melhores condições ambientais devido aos baixos índices de coleta e tratamento de esgoto. Assim haverá uma tendência de ocorrer um aumento substancial na quantidade de lodo a ser disposto na próxima década. Como a população urbana está estimada em 116 milhões e apenas 32 milhões têm seu esgoto coletado, se houvesse um tratamento de todo o esgoto coletado haveria um incremento na produção de lodo de 325 mil a 473 mil toneladas por ano.

Santos & Tsutiya (1997) previram, para 2005, produção diária de 575 toneladas de lodo seco gerado somente na Região Metropolitana de São Paulo (RMSP) pelas principais ETEs operadas pela SABESP (Companhia de Saneamento de São Paulo), que em sua maioria utilizam o processo aeróbio para degradação biológica da matéria orgânica.

³ ESTADOS UNIDOS. Environmental Protection Agency (1999). *Biosolids Generation, use and Disposal in the United States*. (EPA 530-R-99-009).

⁴ DAVIS, R. D.; HALL, J. E. (1997). Production, Treatment and Disposal of Waste Sludge in Europe from a UK Perspective. *European Water Pollution Control*, v. 7, n. 2.

A tabela 3.4 apresenta previsão de produção diária de lodo na Região Metropolitana de São Paulo de acordo com cada estação de tratamento.

Tabela 3.4 - Previsão da produção diária de lodo em 2005

ETE	Tipo de Tratamento	Produção de lodo base seca (t/d)
Barueri	Lodos Ativados Convencional	227
ABC	Lodos Ativados Convencional	85
Suzano	Lodos Ativados Convencional	27
Parque Novo Mundo	Lodos Ativados Convencional	166
São Miguel	Lodos Ativados Convencional	55
Franco da Rocha	Filtro Biológico	9
Perus	Filtro Biológico	6
Total:		575

Fonte: Santos & Tsutiya (1997)

Além Sobrinho (2001) comenta que com o decorrer do tempo de operação das ETEs , com o aumento da geração do lodo e o esgotamento da capacidade das soluções provisórias de continuar recebendo lodo, como atualmente vem ocorrendo em relação a várias ETEs já implantadas no Brasil, soluções de mais longo prazo e mais adequadas para disposição desses resíduos sólidos passam então a receber maior atenção dos técnicos e das autoridades envolvidas com o controle do meio ambiente. Assim, a solução do problema do lodo gerado no tratamento da fase líquida do esgoto é tão ou mais complexa do que o tratamento do esgoto propriamente dito. O mesmo pensamento é compartilhado por Miki et al. (2001), que citam que essa crescente produção de lodo tem levado ao desenvolvimento de novas tecnologias de modo a atender aos requisitos ambientais, de segurança e saúde pública cada vez mais restritivos.

No Brasil, o gerenciamento do lodo tem sido negligenciado. Os projetos de estações de tratamento de esgotos raramente detalham a forma de gerenciamento e disposição final do lodo, justamente a etapa mais cara e complexa de um sistema de tratamento. Segundo Fernandes et al. (2001), é muito comum que os projetos contenham o desenho de um caminhão e uma seta indicando a palavra: “disposição final adequada”. Desta forma, a gestão tem sido realizada sem planejamento e muitas vezes em condições emergenciais pelos operadores das estações. Ainda cita que ainda é bastante comum o lançamento de lodo nos corpos receptores, comprometendo os benefícios do investimento realizado nos sistemas de coleta e tratamento.

Segundo Fernandes e Souza (2001), a gestão do lodo produzido por uma estação de tratamento de esgotos é um dos maiores desafios para o sucesso técnico e operacional de um sistema. Por isso é necessário que os objetivos de estabilização do lodo em um determinado sistema sejam definidos ainda na fase de projeto da estação e fixado de acordo com o destino final previsto para o lodo.

Os autores complementam que as fases de adensamento (se necessárias), estabilização e desidratação devem ser compatíveis entre si e coerentes com o destino final a ser dado ao lodo. Se o destino for o uso agrícola, o nível de patógenos e o seu potencial de geração de odores são de extrema importância. Caso o destino final seja a incineração, as exigências serão muito menores.

Quando a análise de alternativas de processamento e destino final é feita sob a ótica de uma política sustentável, há automaticamente uma hierarquização das alternativas. Neste caso, segundo Fernandes et al. (2001), deve haver uma preocupação no sentido de:

- Diminuir a produção, utilizando-se tecnologias de tratamento de esgotos que produzam menor quantidade de lodo. Embora vários tipos de tratamento de esgotos apresentem variações na produção de lodo, a margem de manobra nesse ponto é limitada, pois quanto melhor a qualidade do esgoto tratado, maior será a quantidade do lodo produzido;
- Produzir lodo de melhor qualidade, através da definição de critérios para recebimento de esgotos industriais na rede coletora pública, principalmente no que se refere ao seu conteúdo de metais pesados garantindo a produção de um lodo compatível com seu uso agrícola;
- Reciclar ao máximo o lodo produzido. Neste caso o uso agrícola é a alternativa mais utilizada no mundo, juntamente com a recuperação de áreas degradadas, pastagens e silvicultura.

Muitos países já reconheceram que a disposição em aterros não é uma prática sustentável, apresentando a cada dia maiores custos em função de maiores distâncias e do atendimento às crescentes restrições ambientais. Estes fatores, associados as políticas de estímulo a reciclagem, definem uma clara tendência no uso de aterros sanitários especificamente para resíduos não recicláveis. A tabela 3.5 apresenta as principais tendências na gestão do lodo de esgoto nos Estados Unidos e Europa.

Tabela 3. 5 - Tendências de gerenciamento de lodo ns Estados Unidos e Europa

Processos	Estados Unidos	Europa
Produção de lodo	Crescente	Crescente
Processos mais eficazes de secagem	Crescente	Crescente
Processos mais avançados de beneficiamento e higienização	Crescente	Crescente
Reciclagem de esgoto	Crescente	Crescente
Disposição em aterros	Decrescente	Decrescente
Incineração	Decrescente	Crescente
Disposição oceânica	Banido	Decrescente
Exigências legais	Crescente	Crescente
Níveis de metais no biossólido	Decrescente	Decrescente
Eficiência energética e recuperação de energia	Crescente	Crescente
Terceirização na gestão de biossólidos	Crescente	Crescente
Custos da gestão de biossólidos	Crescente	Crescente
Exigências da sociedade em relação as condições ambientais	Crescente	Crescente
Exigência dos agricultores em relação à qualidade dos biossólidos	Crescente	Crescente

Fonte: Fernandes et al. (2001)

Nota-se claramente que, com a produção crescente de lodos, há uma tendência para processos mais eficazes no tratamento do lodo visando melhorar sua qualidade e visando reduzir a quantidade disposta em aterros e outros locais de disposição. Nota-se também um crescimento nas exigências legais e da sociedade nos quesitos reciclagem e padrões ambientais.

O termo biossólido é utilizado para identificar o lodo proveniente de estações de tratamento de esgotos sanitários e processados de modo a permitir o seu manuseio de forma segura na utilização agrícola.

Como o lodo de esgoto é definido como resíduo sólido, cabe aqui a aplicação dos 3Rs muito difundido no caso do lixo nosso de cada dia: Reduzir, Reutilizar e Reciclar. O conceito reduzir ainda é pouco difundido no caso do lodo de esgoto. Geralmente é aplicado o conceito de reciclagem, como o caso da aplicação de biossólidos na agricultura.

Gonçalves e Ludovice (2000) citam que a produção de lodo de esgoto pode ser minimizada na fase líquida do tratamento, por meio de seleção, quando possível, de processos que produzam pouco lodo. No caso de processos biológicos, os autores comentam que a quantidade de lodo dependerá das condições impostas aos reatores e será tanto menor quanto mais longa for a idade dos lodos, e maior for a presença de microrganismos com baixa taxa de crescimento na biomassa ($\hat{i}_{\text{máx}}$ pequeno). No caso de processos biológicos mais antigos, com biomassa em suspensão (lodos ativados), estes pré-requisitos podem representar um significativo impacto nos custos de implantação e operação de futuras ETEs, porque demandam grandes volumes reacionais, carga orgânica pequena, suprimento considerável de energia e boa retenção de biomassa.

A citação dos autores acima relacionados vem ao encontro da afirmação de Matthews (1992) que comenta que o uso de processos de tratamento de esgotos com menor produção de lodo devem ser estimulados. Rogalla (1998) comenta que existem outras tecnologias recentes de tratamento com menor produção de lodo, tais como

destruição mecânica do lodo para hidrolisar matérias sólidas; oxidação/ozonização do lodo de retorno para destruir matérias orgânicas; suporte de biomassa fixa para aumentar os sólidos e cultivar organismos, e biorreator com membranas que permitem alta concentração de lodo e pequena carga específica. Puhler & Stadler (1993) citam que a destruição mecânica das células (lise celular induzida) solubilizam uma grande quantidade de produtos presentes nas células com máxima atividade biológica; evitam alteração secundária dos produtos, tais como desnaturação, oxidação; melhoram a performance das etapas de separação sólido/líquido. Certamente uma nova filosofia nos projetos de estações de tratamento de esgotos está se desenvolvendo, visando atingir melhor qualidade do efluente com menor quantidade de lodo a ser descartada.

Diante do exposto, tem-se a necessidade de se utilizar tecnologias que busquem uma menor produção de lodos nestes sistemas.

3.7 Lise Celular Induzida

Segundo Metcalf & Eddy (1991), a lise celular é o fenômeno que ocorre durante a fase endógena do crescimento bacteriano, na qual os nutrientes remanescentes das células mortas se difundem no meio, alimentando as células remanescentes. A aceleração desta etapa do crescimento microbiano pode ser realizada por várias maneiras visando um tratamento do lodo.

A lise celular induzida tem como objetivo acelerar o processo natural de lise celular, visando a desintegração da célula e utilizando-as como fonte de alimentação. Os processos de desintegração celular, segundo Bomberg & Kramer (1988), podem ser

classificados como físicos (principalmente mecânico), químicos e biológicos, como detalhados na figura 3.3.

Figura 3. 3- Métodos de desintegração (Bomberg & Kramer,1988).

Outra classificação para desintegração celular é fornecida por Neis (2000), especificamente para o tratamento de lodo de esgoto. Os métodos são divididos em:

- Mecânicos: Moinho de bolas, homogeneização a alta pressão, homogeneização;
- Elétricos: Descarga elétrica;
- Térmicos: Pirólise;
- Térmico-biológicos: Digestão aeróbia;
- Químicos: Reações ácido/base;
- Biológicos: Adição de enzimas;
- Acústico: Cavitação – Reações sonoquímicas.

Muller (1998) e Dohányos et al. (1997) comentam que a lise induzida do lodo acelera o processo de digestão anaeróbia do mesmo, aumentando a biodegradabilidade anaeróbia dos materiais orgânicos tratados, a produção de metano, e produzindo uma menor quantidade de lodo digerido melhorando o balanço energético do processo e diminuindo, assim, o tamanho do digestor. O mesmo princípio é válido para digestores aeróbios.

Lawson (1993), estudando digestores anaeróbios em batelada com aplicação de um desintegrador mecânico para diminuir o tamanho dos grânulos no digestor, conseguiu uma redução no teor de sólidos totais de 60% e sólidos voláteis de 69%. Essa redução no teor de sólidos foi melhor que a redução observada no reator controle: redução de 50% no teor de sólidos totais e redução de 60% no teor de sólidos voláteis.

Pode-se aplicar também o lodo lisado como fonte de carbono para o processo de desnitrificação removendo nutrientes, diminuindo, assim, a sua produção final e diminuindo os conseqüentes custos com tratamento e transporte.

Lin et al. (1998) aplicaram hidrólise alcalina, concentrações de 10 a 50mg/l de NaOH, a um lodo de uma planta de tratamento de uma indústria petroquímica que continham altas concentrações de nitrogênio, para verificar a possibilidade de uso deste lodo como fonte de carbono em uma etapa de desnitrificação. Os autores concluíram que a hidrólise alcalina transformou compostos, antes complexos e biorefratários, em fonte de carbono melhorando assim a etapa de desnitrificação do sistema.

Em estudos realizados por Higgins & Springer (1998), operando uma estação de tratamento de esgoto em Portland, Maine - USA, com uma vazão diária de 56.870m³/d e

com lise celular induzida por meio de cisalhamento, os autores obtiveram uma redução da geração do lodo da ordem de 60% (de 2743kg/dia para 1109kg/dia). Os autores ainda citam que a aplicação da lise resultou em uma redução de 8,2 toneladas de lodo úmido a serem descartados diariamente. Com isso, menos lodo foi desaguado resultando em uma economia de energia com a redução da utilização de filtros-prensa, bombeamento do lodo, adensamento, aplicação de polímeros. Além disso, houve uma melhora na sedimentação e formação de um lodo mais compacto.

Nolasco et al. (2001) operando um reator de bancada tratando efluentes de indústria de Papel & Celulose, empregando a lise celular induzida por meio de cisalhamento no lodo em excesso gerado no processo de lodos ativados e recirculando totalmente o lodo, conseguiram boas eficiências de remoção de compostos organoclorados sem prejudicar a eficiência do tratamento. O estudo compreendeu duas fases: a primeira fase durou 112 dias quando foi avaliado o comportamento do sistema de lodos ativados tratando um efluente simulado de indústria de celulose não branqueada. À fase II do estudo foram acrescentados compostos clorofenólicos ao efluente sintético simulando uma indústria de celulose branqueada. Essa fase teve a duração de 85 dias e foi dividido em cinco períodos de aproximadamente 16 dias cada. Em cada período foi aumentada a concentração de compostos organoclorados e metanol no afluente do sistema. Os autores obtiveram uma remoção em termos de DQO de 69% para o reator tratando o lodo com lise, contra 71% do reator controle. A remoção de organoclorados, medidos como Ácidos Orgânicos Adsorvíveis (AOX), foi de 85% para o sistema com lise, e de 86% para o reator de controle.

3.7.1 Ultra-som

O som pode ser definido simplesmente como uma vibração. Todos os sons são produzidos por coisas que vibram e todas as coisas que vibram geram um som, sendo que, o nível de uma vibração determina o seu alcance. O nível mais baixo de vibração tem um alcance mais baixo e o nível mais alto tem um alcance mais alto. Portanto, o alcance está diretamente ligado à taxa de vibração.

Quando esta taxa de vibração, ou ciclo, é expressa por unidade de tempo (segundos), é chamada de frequência. Geralmente a frequência é expressa em Hertz (hz) que é o número de ciclos por segundo, por exemplo: 1hz = 1 ciclo por segundo. A maior parte dos homens podem ouvir sons de 10hz a 16.000 hz (16 khz), porém algumas mulheres podem ouvir até 19.000hz (19 khz), portanto, sons que ultrapassem esta taxa de frequência não podem ser ouvidos pelo ouvido humano. Por este fato, que frequências acima de 20.000 hz (20 khz) são chamadas de Ultra-Som. Enquanto frequências acima de 20.000 hz (20 khz) não são usadas para comunicação oral entre seres humanos, são usadas em uma vasta aplicação de equipamentos que facilitam a vida do homem.

A primeira aplicação comercial é datada do início do século 20 quando foi utilizado para medir a profundidade da água, por meio do eco, em um equipamento conhecido como sonar (Mason, 1999). Depois disso uma grande variedade de aplicações foram desenvolvidas, desde a detecção de falhas em materiais, imagens em medicina, detectores de cardumes de peixe, máquinas para localização de trincas em peças metálicas, equipamentos de solda em termoplásticos e metais, separadores de células.

Se for aplicada uma alta energia acústica a um sistema líquido, é possível gerar reações químicas e físicas que podem modificar as características das substâncias particuladas e dissolvidas presentes no líquido (Neis & Tiehm, 1999). Em alta intensidade acústica, particularmente em faixas de frequência médias e baixas, há a geração de bolhas de gás que, segundo Neis (2000), variam de tamanho de acordo com a onda acústica até que finalmente entram em colapso (cavitação). A figura 3.4 apresenta o exato momento em que uma bolha começa o processo de implosão

Figura 3. 4– momento de implosão de bolha submetida ao ultra-som (Berliner, 1999)

University of Washington, Applied Physics Laboratory (Lawrence Crum, Ph.D.)
(Diâmetro da bolha - aproximadamente 1mm)

Após a cavitação a temperatura e pressão do gás atingem valores de 5000K e 500bar, respectivamente. A figura 3.5 ilustra o processo de formação e cavitação de uma bolha submetida ao ultra-som.

Sob estas condições de temperatura e pressão (devido ao colapso adiabático), são originadas reações sonoquímicas (reações até agora impossíveis de obtenção por meios tradicionais) no meio, as quais levam a formação de radicais altamente reativos ($H\bullet$ e $OH\bullet$) e ruptura térmica de substâncias (Neis & Tiehm, 1999). A formação dos radicais,

segundo Portenlänger (1999), é devido a homólise do vapor d'água em radicais $H\bullet$ e $OH\bullet$ sob tais condições.

Figura 3.5– Esquema de implosão de uma bolha (Thorton, 2002)

As bolhas são preenchidas por vapor e envoltas por um líquido hidrofóbico na camada limite. Por essa razão, há a preferência de acúmulo de substâncias voláteis e hidrofóbicas nas bolhas, onde elas estão expostas a reações pirolíticas e de radicais. Alguns desses radicais escapam do vapor, alcançam a camada limite líquida e vão para o meio líquido e reagem com substâncias hidrofílicas (Neis & Tiehm, 1999). A figura 3.6 ilustra o processo de formação dos radicais $H\bullet$ e $OH\bullet$.

Figura 3. 6- Processo de formação de radicais após aplicação de ultra-som (Neis, 2000)

As aplicações do ultra-som podem ser divididas em duas correntes distintas: ensaios não destrutivos e ensaios destrutivos. Os ensaios não destrutivos são aplicações do ultra-som em frequências altíssimas (acima de 3Mhz), pois a essa frequência não foi possível ainda gerar uma potência capaz de causar cavitação (colapso das bolhas produzidas). Geralmente é empregado o ultra-som nessa frequência para diagnósticos médicos.

Existe uma ampla gama de aplicação do ultra-som para ensaios destrutivos e uma ampla faixa de frequência (de 20khz a 3Mhz). Segundo Berliner (1999), algumas das mais importantes aplicações são:

- Sonoquímica: Geração de novas espécies até agora impossíveis de obtenção por meios clássicos, como calor, eletricidade, luz e catálise;

- Aceleração de reações: A cavitação acelera reações químicas e físicas, como as de surfactantes e detergentes. Motivo pelo qual o ultra-som é utilizado para limpeza de materiais, principalmente em laboratórios;
- Beneficiamento de minérios e minerais: Melhora a flotação e extração de minérios e minerais, tais como o carvão;
- Dispersão de partículas finas: Melhora a análise de distribuição de partículas; melhora as pastas de cerâmica utilizadas para isolamento de capacitores eletrônicos e porcelanas; tornam mais resistente ao desgaste as ferramentas sinterizadas de cerâmicas;
- Homogeneização: Torna as misturas e suspensões mais uniformes para biotecnologia e processamento de polpa de papel;
- Emulsificação: Processamento de alimentos, remédios, e cosméticos;
- Dissolução: Dissolve sólidos em solventes; acelera o controle de qualidade de remédios, sabores e fragrâncias;
- Desgaseificação: Remove gases de soluções sem aplicação de vácuo ou calor; controle de qualidade em vinhos e bebidas carbonatadas;
- Limpeza de superfícies e materiais porosos: Limpa a superfície dos óxidos e outros filmes, emulsifica camadas de óleos, suspende particulados, melhora a aplicação de detergentes e remove gorduras sem aplicação de solventes à base de hidrocarbonetos.

No campo ambiental, as aplicações do ultra-som podem ser descritas segundo Mason (1999):

- Descontaminação biológica: Melhora a eficiência da descontaminação se aplicado a outros métodos convencionais de esterilização: biocidas e temperatura. Somente a aplicação do ultra-som torna o processo muito caro, em termos industriais, para atingir o mesmo grau de descontaminação. Dentre os métodos de descontaminação biológica, pode-se destacar os seguintes:
 1. Descontaminação de superfícies: É a mais conhecida de antiga aplicação do ultra-som no campo ambiental. O ultra-som causa o desalojamento da bactéria junto à superfície do material a ser limpo. A maior vantagem é que o ultra-som alcança fendas na superfície do material que não seriam alcançadas por métodos tradicionais de tratamento;
 2. Esterilização da água: O ultra-som é aplicado para se diminuir a quantidade de compostos utilizados na desinfecção (compostos de cloro e ozônio) visando uma redução nos custos em escala industrial;
 3. Esterilização de gêneros alimentícios: Têm sido feitos esforços para esterilização de gêneros alimentícios utilizando as técnicas comumente aplicadas (térmicas) juntamente com a irradiação ultra-sônica. Esse processo vem sido denominado de termosonicação;
 4. Extermínio de algas: As algas e plânctons, ao contrário das bactérias, são facilmente destruídas com a aplicação do ultra-som. Nesses casos não são necessárias aplicações de biocidas.

- Descontaminação química: O ultra-som pode ser utilizado para remediação química da água. A maneira de atuação do ultra-som na degradação de poluentes orgânicos vai depender das suas características físicas e químicas. Isso se deve ao fato de existirem duas maneiras de ação da bolha na cavitação: Se o composto químico estiver dentro da bolha, a sua destruição ocorrerá devido às extremas condições geradas no colapso; entretanto se o composto estiver na fase líquida, a bolha agirá como fonte de radicais ($H^{\bullet}$, $HO^{\bullet}$ e $HO_2^{\bullet}$) que reagirão com os poluentes, mudando suas características.

Mais especificamente no campo de tratamento de água, Phull et al. (1997) citam os usos potenciais para aplicação de ultra-som:

- Biotecnologia : Melhoramento da atividade enzimática;
- Descontaminação: Melhoramento dos processos de coagulação e flotação; destruição de contaminantes químicos e biológicos; destruição de PCB's, hidrocarbonetos clorados e pesticidas;
- Desgaseificação: Remoção do excesso de cloro; remoção do excesso de ozônio; remoção de metano;
- Desaguamento: Melhoramento da eficiência em processos de digestão; desaguamento de lodos e pastas;
- Desinfecção: Desinfecção geral de água de abastecimento; destruição de microrganismos específicos como *cryptosporidium* e *giardia*; melhora a eficiência de bactericidas e desinfetantes; melhora o tratamento por ultravioleta por meio da

quebra de partículas e limpeza dos tubos de UV; desinfecção de bactérias patogênicas no lodo de esgoto;

- Dispersão: Desaglomeração de partículas; redução do tamanho de partículas; quebra de flocos de bactérias; homogeneização de misturas para tratamento posterior; dispersão de químicas utilizadas no tratamento; emulsificação; mistura;
- Filtração: Melhoramento da eficiência dos filtros e membranas;
- Oxidação: Melhoramento dos processos de oxidação por meio da melhora na mistura.

Phull et al. (1999), citam que os tratamentos convencionais de água podem não remover todas as impurezas, tais como partículas finas que prejudicam a eficiência de radiação ultravioleta, e a presença de esporos que podem ficar aglomeradas prejudicando a eficiência de uma cloração. Os autores estudaram combinações de ultra-som com tratamentos convencionais e concluíram que a aplicação do ultra-som, quebrando as partículas e rompendo flocos e membranas, melhorou a eficiência da cloração e ozonização. Como o ultra-som também promove a desgaseificação, pode ser aplicado mais cloro no fim do tratamento e depois aplicar o ultra-som para retirada do excesso.

Blume et al. (2002), estudando a aplicação do ultra-som com ultravioleta na desinfecção de um efluente de tratamento de água residuária, concluíram que o uso do ultra-som por 5 minutos seguido por aplicação de ultravioleta por 5 segundos era mais eficaz e gastava menos energia que a aplicação de ultravioleta por 30 segundos. Além

disso, os autores também verificaram uma diminuição na reativação dos coliformes quando da aplicação do ultra-som e ultravioleta.

Hannelore et al. (1999) estudaram a influência do ultra-som na filtração de uma mistura de lodos primário e secundário e conseguiram um incremento de 18% teor de matéria seca. A qualidade do filtrado permaneceu constante. Os autores concluíram também o ultra-som inibia o “bulking” por meio da quebra de bactérias filamentosas.

Bien & Wolny (1997), estudando o desaguamento de lodo em um filtro a vácuo com auxílio de um campo ultra-sônico, conseguiu uma redução de 50% no volume do lodo.

Em estudos realizados por Tiehm et al. (1997), operando digestores com tempos de retenção celular diferentes (22, 16, 12 e 8 dias) alimentados com lodo lisado com ultra-som, observaram que a produção de gás chegou a ser 2,2 vezes maior que o reator controle.

Shimizu et al (1993), estudando um digestor anaeróbio alimentado com lodo proveniente de reator de lodos ativados, lisado com ultra-som, obtiveram uma eficiência de digestão aumentada em 60%, e em 40% na produção de gás metano.

Chiu et al. (1997), estudaram a eficiência da aplicação de digestão química com e sem aplicação posterior de ultra-som no lodo em excesso a ser levado para a digestão anaeróbia. Os autores concluíram que a aplicação da digestão química, juntamente com aplicação do ultra-som, melhorou a eficiência da digestão anaeróbia, além de promover um aumento na relação ácidos graxos totais em relação a DQO total de 10% para 66%, vislumbrando a possibilidade de recuperação desses ácidos.

Muller et al. (2000), utilizando ultra-som em baixa intensidade, somente para quebra de bactérias filamentosas (predominantemente *Microthrix Parvicella*), tratando lodos de duas plantas diferentes, conseguiram uma redução no volume de lodo flotado de 7% para 1% do lodo total.

Lehne e Muller (1999) citam que o uso de ultra-som pode ser mais vantajoso do que outros métodos de desintegração pois são aparelhos pequenos se comparado aos outros e são de fácil instalação em plantas ou tubulações já existentes, além de o risco de obstrução da linha ser menor. O ultra-som ainda tem a vantagem de desintegrar lodos com maiores concentrações de sólidos em relação aos outros tipos de destruição mecânica. Com isso, a energia gasta no ultra-som pode ser compensada com a maior quantidade de sólidos a serem desintegrados. Os autores citam também que o desenvolvimento de novos aparelhos está tornando a prática de aplicação de ultra-som mais vantajosa também economicamente. Já Portenlänger (1999) comenta que o ultra-som também tem a vantagem de ser utilizado a pressão atmosférica e temperatura ambiente, ao contrário de outros métodos de desintegração.

Para introduzir a energia do ultra-som, é necessário a utilização de um transdutor ultra-sônico e uma fonte de potência ultra-sônica ou gerador.

- **Transdutor**

Os transdutores são dispositivos destinados a converter um tipo de sinal em outro, com o objetivo de transformar um tipo de energia em outro. Alguns transdutores receberam nomes específicos que os determinam, por exemplo: a lâmpada (converte

energia elétrica em energia luminosa), o alto falante (energia elétrica em sonora) e o motor elétrico (energia elétrica em mecânica).

Existem basicamente dois tipos de transdutores (Thorton, 2002): o magnetostritivo e o piezoelétrico. O transdutor magnetostritivo é um tipo mais antigo. Uma bobina gera um campo magnético que excita o magneto, criando uma oscilação, que gera o sinal ultra-sônico. O outro tipo de transdutor é o piezoelétrico, neste utiliza-se um cristal que possui como característica, gerar uma diferença de potencial (voltagem) quando é submetido a uma força (de tração ou compressão) em sua superfície.

Na prática, utiliza-se o efeito contrário, ou seja, os cristais são submetidos a uma voltagem de frequência alta que é aplicada em sua superfície. O cristal, então, gera um movimento mecânico, que causa o deslocamento do sonotrodo (ponteira) onde ele é fixado, transmitindo a energia ultra-sônica para o interior da cuba, onde é gerada a cavitação.

Como vantagens na utilização dos transdutores piezoelétricos, estão a melhor transferência de energia, uma maior estabilidade na frequência e um tamanho menor. Atualmente, a grande maioria dos equipamentos de limpeza ultra-sônicos utiliza o transdutor piezoelétrico, pois os cristais atuais utilizam uma tecnologia muito avançada e novos materiais que os tornam muito eficientes e confiáveis.

- **Gerador**

O gerador ultra-sônico é a parte do equipamento que ligada à energia elétrica é responsável por converter esta energia (110 ou 220V) com frequência de 50hz ou 60hz no sinal de alta frequência que é aplicado ao transdutor.

3.7.2 Características do lodo desintegrado

O lodo é uma complicada mistura de sólidos orgânicos, bactérias, vírus, fungos, protozoários e outros microrganismos que existem tanto na forma unicelular ou em flocos(Erdinciler & Vesilind, 2000). A desintegração deste lodo leva ao rompimento da parede celular dos microrganismos presentes no lodo, e a esse lodo desintegrado dá-se o nome de “lodo lisado”.

O lodo lisado contém enzimas, partes de enzimas, cofatores que aceleram as reações de degradação. Segundo Dohanyos et al. (1997b), o lisado serve como fonte de material para muitos grupos celulares pois os sistemas enzimáticos contidos no lisado, ou partes deles, são os mesmos ou similares para diferentes grupos de bactérias. Ainda segundo os autores, a forma mais eficiente de lodo lisado é aquela que é originada das bactérias que estão ativas no processo de degradação, aqui chamado lisado primário. Um tipo de lodo lisado primário é o lodo lisado proveniente de um decantador secundário que é retornado ao tanque de aeração. Um exemplo de lisado secundário é o mesmo lodo citado acima e encaminhado para um digestor anaeróbio.

Para ilustração do conteúdo de uma célula, Bailey & Ollis (1986) fornecem uma tabela da composição elementar da *Escherichia coli*. A tabela 3.6 dá uma idéia do material contido em uma célula e que vai ser liberado após a desintegração.

Tabela 3. 6 – Composição química da *Escherichia coli*

Elemento	Porcentagem (peso seco)	Elemento	Porcentagem (peso seco)
Carbono	50	Sódio	1
Oxigênio	20	Cálcio	0.5
Nitrogênio	14	Magnésio	0.5
Hidrogênio	8	Cloro	0.5
Fósforo	3	Ferro	0.2
Enxofre	1	Outros	~0.3
Potássio	1		

O conteúdo do lodo lisado vai depender do processo de degradação. Segundo Muller (2001) o lodo lisado pode apresentar um aumento na fração dificilmente biodegradável da DQO, dependendo do processo utilizado para degradação. CHU et. al. (2002) citam que a desintegração pode transformar grandes quantidades de formas insolúveis em formas solúveis. Além disso, para o caso do ultra-som, podem ocorrer algumas das reações: Oxidação de substâncias orgânicas dissolvidas, e reações pirolíticas envolvendo substâncias voláteis.

No caso de aplicação do ultra-som, pode ocorrer formação de NO_x devido as moléculas de N_2 e O_2 presentes no meio. Apesar disso, em experiências relatadas por Neis & Tiehm (1999), não foi encontrada a presença de NO_x , até porque os autores utilizaram ultra-som em amostras de lodo anaeróbio. Além dos NO_x , podem ser encontrados peróxidos no material lisado. Entretanto a formação de peróxidos está intimamente ligada a uma solução saturada de oxigênio no meio (Pétrier et. al., (1999).

Uma das preocupações quanto ao retorno do lodo lisado ao tratamento biológico é o aumento das concentrações de nitrogênio e fósforo que são liberados na fase líquida. A eficiência técnica e econômica da reciclagem desses produtos vai depender da concentração dos mesmos na fase líquida. Por outro lado, a reciclagem de nutrientes pode melhorar as relações C:N:P em esgotos com baixa concentração de nutrientes.

4. Materiais e Métodos

Visando verificar a influência da lise celular induzida em sistemas aeróbios, foi montado nas dependências do Laboratório de Processos Biológicos da Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo - um sistema de tratamento aeróbio do tipo reator sequencial em batelada (RSB). Aqui são mostrados alguns detalhes do sistema, do modo de operação dos reatores, do aparelho de ultra-som, da coleta das amostras e análise dos parâmetros.

4.1 Sistema

Foram utilizados dois reatores (A e B) com as mesmas dimensões. Cada reator tinha seção circular em acrílico transparente, permitindo uma visualização de seu interior, diâmetro de 14,5cm e 100cm de altura, resultando em um volume total de 16,5 litros, sendo o volume utilizado de 15 litros e o volume de tratamento de 9,5 litros. A aeração era feita mediante bombas de aquário e pedras porosas colocadas no fundo do reator.

Ao longo de sua altura, havia 5 pontos, espaçados a cada 15cm, para coleta de amostras, entrada de esgoto bruto e saída de esgoto tratado, como mostrado

esquematicamente na Figura 4.1. O substrato entrava pelo ponto 2 e o efluente saía pelo ponto 3. As tomadas de amostra eram realizadas no ponto 4, assim como a retirada do volume necessário para manutenção da idade do lodo. A altura do lodo , quando sedimentado, não chegou a ultrapassar o ponto 2.

Figura 4. 1- Esquema do reator seqüencial em batelada.

Foram colocadas duas bombas de aquário para prover ar para cada um dos dois reatores. As pedras porosas eram limpas periodicamente para evitar entupimentos. As paredes dos reatores, assim como as mangueiras, também eram limpas periodicamente, cada vez que se notava um processo de incrustação acentuado.

O reator estava contido em uma câmara climatizada a $30 \pm 2^\circ\text{C}$ (figura 4.2). O controle operacional do sistema, no que se refere ao acionamento das válvulas solenóides para entrada do substrato e descarte do sobrenadante de cada reator, assim como o controle das fases de operação do reator (enchimento, aeração/reação, repouso e descarte), foi executado por micro-computador.

Figura 4. 2- Sistema utilizado na etapa de experimento

Foi utilizado um microcomputador, modelo PC, com placa de aquisição de dados para controlar uma placa de interface entre o computador e válvulas solenóides, e desenvolveu-se um software em linguagem "visual basic" versão 5.1 2000, em ambiente Windows, através do qual qualquer combinação de períodos de tempo de enchimento, reação, decantação e descarte podiam ser facilmente programados.

Foi instalada no microcomputador uma placa de aquisição de dados 12 bits para barramento ISA, modelo AQB10/12, com as seguintes características (CALLADO, 2001):

- 16 entradas analógicas multiplexadas e não diferenciais (single-ended) com resolução de 12 bits, tempo de conversão de 10 μ s e fundos de -1 V a $+1$ V, -5 V a $+5$ V e -10 V a $+10$ V, selecionáveis por jumpers;
- 2 saídas analógicas com resolução de 12 bits e fundos de escala de -10 V a $+10$ V;
- 3 contadores independentes de 16 bits com bases de tempo internas de 8 MHz, 4 MHz, 2 MHz, 1 MHz e 500 KHz, selecionáveis por jumpers;
- 3 portas de 8 bits de entrada ou saída digitais com modo de configuração por software;
- 16 endereços I/O selecionáveis por jumpers.

Para armazenamento do afluente, foram colocados dois tanques (A e B) em altura maior que os tanques de aeração para permitir a alimentação por gravidade. Não houve utilização de bombas para entrada de alimentação e para a saída do

sobrenadante. A operação era realizada por meio da abertura das válvulas solenóides e o fluxo era feito por gravidade. Para coleta do efluente dos tanques de aeração, foram colocados também dois tanques distintos para posterior coleta de amostra e descarte do líquido restante. Somente a operação de retirada de um volume fixo de cada reator para manutenção da idade do lodo era realizada manualmente.

4.2 Substrato

Como fonte de alimentação para os microrganismos utilizava-se um substrato sintético simulando o esgoto sanitário desenvolvido por Torres (1992).

A Tabela 4.1 apresenta a composição básica do esgoto sintético utilizado, que foi desenvolvida nos laboratórios do Departamento de Hidráulica e Saneamento especialmente para permitir experimentos com maior grau de reprodutibilidade.

Os compostos principais eram pesados para se fazer um esgoto sintético com um volume de 20 litros, o que daria uma DQO de, aproximadamente, 500-550 mg/l. Como o volume útil de cada reator era de 9,5 litros, então a massa total pesada era diluída em 19 litros, o que gerava uma DQO de, aproximadamente, 520-570mg/l. Juntamente com os compostos principais, para se preparar o esgoto sintético, era necessária a adição de sais minerais (compostos secundários). A adição era da ordem de 5ml de solução-mãe de sais por litro de substrato preparado. Como a base era de 20 litros, então eram adicionados 100ml de solução de sais para elaboração do substrato sintético. Após o preparo do substrato, o mesmo era dividido em partes iguais para alimentação dos reatores A e B.

Tabela 4. 1- Composição básica do esgoto sintético utilizado (Torres, 1992 - modificado)

<i>Compostos principais</i>	
Fração orgânica	Compostos correspondentes (g/l)
proteínas	extrato de carne (0,208)
	sacarose 20% (0,036)
carboidratos	amido comercial 60% (0,113)
	celulose em pó 20% (0,041)
lipídios	óleo de soja (0,055)
<i>Compostos secundários</i>	
Sais Minerais	Concentração na solução-mãe (g/l)
Na Cl	50,0
MgCl ₂ .6H ₂ O	2,0
CaCl ₂ .2H ₂ O	1,6
NaH ₂ PO ₄	10,5

4.3 Operação

A operação foi dividida em duas etapas. Primeiramente foi realizado um monitoramento de controle (etapa controle) nos dois reatores para que se pudessem avaliar as diferenças de comportamento antes e depois da aplicação da lise celular induzida e retorno total do lodo em excesso. Após a etapa de monitoramento do controle, foi realizado o monitoramento da etapa aqui denominada etapa teste. Foi nesta etapa que ocorreu a aplicação da lise celular induzida, por meio de ultra-som. O lodo sedimentado era coletado por meio de uma mangueira adaptada ao fundo do cone Imhoff e era armazenado para posterior aplicação do ultra-som.

Foram operados dois reatores em batelada (A e B) com ciclos de 12 horas cada. Os reatores operaram com idades do lodo de 12 e 8 dias respectivamente. A idade do lodo foi controlada pela retirada do volume correspondente a manutenção da idade do lodo em cada reator. A retirada era feita duas vezes ao dia no início de cada ciclo operacional. Adotou-se para retirada o instante correspondente a

aproximadamente uma hora após o início do ciclo. Os ciclos tinham a seguinte duração:

Enchimento sem aeração: 1 minuto;

Enchimento com aeração: 49 minutos;

Reação: 10 horas e 59 minutos;

Sedimentação: 30 minutos;

Descarte: 30 minutos.

O volume retirado era colocado em um cone Imhoff adaptado onde permanecia sedimentando por 30 minutos que é o tempo de sedimentação em cada ciclo dos reatores (figura 4.3).

Figura 4. 3 – Cones utilizados para sedimentação do lodo e análise de IVL

Após esse tempo, o lodo era descartado (durante a etapa controle) ou levado para a aplicação do ultra-som onde se realizava a lise celular induzida (durante a

etapa teste) e posteriormente era adicionado ao tanque de alimentação para reutilização.

Como os dois reatores tinham o mesmo tempo de ciclo (12 horas) então era necessária a aplicação de ultra-som em quatro amostras diariamente (duas amostras para cada reator por dia). As amostras que iam para aplicação do ultra-som eram as amostras coletadas na noite anterior e na manhã do dia da aplicação. A aplicação geralmente era realizada durante o período da tarde.

Os ciclos se iniciavam todos os dias por volta das 8 da manhã e 8 da noite. O substrato era preparado todos os dias imediatamente antes de cada ciclo (com exceção da solução-mãe de sais que era preparada para durar 10 ciclos).

A coleta das amostras, para futuras análises, eram sempre iniciadas no início de cada ciclo (coleta de amostra do afluente e do tanque de aeração) e fim do ciclo anterior (coleta do efluente). A coleta da amostra do tanque de aeração era realizada após o descarte do volume necessário para a manutenção da idade do lodo.

As análises, sempre que possível, eram efetuadas imediatamente após a coleta da amostra. Durante a etapa controle, as análises eram realizadas para amostras do afluente, do efluente e do tanque de aeração. Já na etapa teste, as análises de sólidos e DQO eram realizadas no afluente sem o retorno do lodo desintegrado e com retorno do lodo desintegrado. Isso permitia quantificar o incremento de sólidos e DQO na recirculação do lodo desintegrado.

4.4 Ultra-som

Para a lise celular induzida foi utilizado um aparelho de ultra-som da marca Thorton com frequência de 20khz e potência até 100watts. O sistema apresenta um gerador com timer com contagem até 5 minutos, em intervalos de 5 segundos. Apresenta também um gabinete acústico em chapa com pintura em epóxi e duas ponteiros: macro e micropona em titânio (Tabela 4.2). A micro ponta é utilizada para volumes até 20ml, enquanto que a macropona é utilizada para volumes até 200ml.

Tabela 4. 2 - Especificações técnicas do aparelho de ultra-som

Tensão de trabalho:	110 ou 220 V 50/60Hz
Consumo:	150 VA
Frequência:	20 kHz
Potência Ultra-Sônica:	100 Watts
Capacidade baixa:	20 ml
Capacidade alta:	200 ml
Sonotrodo Disponível:	Macropona e Micropona

Fonte: Sítio do equipamento (www.unique.ind.br)

As amostras colocadas no aparelho ficavam circundadas por um banho de gelo para evitar aquecimento excessivo da amostra, podendo ocorrer uma desnaturação das proteínas contidas no lodo. O resfriamento servia também para evitar o superaquecimento do transdutor (Figura 4.4).

Como o aparelho apresentava um aquecimento excessivo, mesmo com a utilização do banho de gelo, se fazia necessário, durante o tempo de aplicação do ultra-som, o desligamento do aparelho para permitir o seu resfriamento. O resfriamento era auxiliado por meio de um ventilador colocado na entrada do gabinete. Com isso, a desintegração de uma amostra de lodo, com um tempo de

exposição ao ultra-som de 20 minutos, levava mais de 30 minutos para sua total utilização já que tinha o tempo de resfriamento.

Figura 4. 4 - Equipamento de ultra-som utilizado no estudo

4.4.1 Grau de desintegração

Primeiramente foram feitos testes de desintegração do lodo em função da potência aplicada e tempo de exposição. A desintegração foi medida em termos de DQO seguindo orientações do Standard Methods (APHA,1998). Foram realizados

testes de desintegração do lodo em função da potência aplicada e tempo de exposição.

A fórmula para o cálculo da desintegração do lodo ainda não apresenta consenso entre os pesquisadores quanto à análise da amostra ou quanto à fórmula de cálculo.

Segundo Dohanyos et al. (2000), a quantidade de material lisado que vai para o meio líquido é difícil de determinar. A comparação da DQO total e solúvel, sólidos suspensos totais e voláteis é uma base para avaliação da desintegração. A degradação está intimamente ligada a:

- Aumento da DQO solúvel em relação a DQO total;
- Aumento dos sólidos solúveis voláteis em relação aos sólidos totais voláteis;
- Aumento dos ácidos graxos de cadeia curta na fase líquida do lodo tratado;
- Aumento da produção de gás metano por unidade de DQO total, ou sólidos voláteis do lodo tratado.

Mesmo entre os pesquisadores alemães, que têm vários artigos publicados na área de desintegração do lodo visando o seu reaproveitamento, não se tem uma fórmula consensual para o cálculo da desintegração.

Baier & Schmidheiny (1997) sugerem o cálculo de um fator de desintegração que pode ser medido tanto pela DQO solúvel quanto pela DQO filtrada:

$$F_{sol, fil} = \frac{DQO_{sol, fil}^{des}}{DQO_{sol, fil}^{orig}} \quad (4.1)$$

em que: $F_{sol,fil}$ = Fator de Solubilização (DQO solúvel ou filtrada);

$DQO_{sol,fil}^{des}$ = DQO da amostra desintegrada (solúvel ou filtrada);

$DQO_{sol,fil}^{orig}$ = DQO da amostra original (solúvel ou filtrada).

Já Kunz & Wagner apud Schmitz et al.¹ (2000) propõem o seguinte método de cálculo, baseado na desintegração química por Hidróxido de Sódio (NaOH):

$$DD = \frac{DQO_1 - DQO_2}{DQO_4 - DQO_5} * \frac{DQO_3}{DQO_6} * 100(\%) \quad (4.2)$$

Em que: DD = Grau de desintegração, em termos de DQO;

DQO_1 = DQO do centrifugado da amostra desintegrada;

DQO_2 = DQO do centrifugado da amostra original;

DQO_3 = DQO da amostra imediatamente após a adição de NaOH 1M;

DQO_4 = DQO da amostra centrifugada após 22h depois da adição de NaOH;

DQO_5 = DQO da amostra centrifugada imediatamente após adição de NaOH;

DQO_6 = DQO após homogeneização da amostra original.

¹ KUNZ, P.; WAGNER, St. (1994). Results and Outlooks of Investigation of Sewage Sludge Disintegration – Ergebnisse und Perspektiven aus Untersuchungen zur Klarschlamm-desintegration-, awt-abwassertechnik, Heft I.

O termo $DQO_1 - DQO_2$ representa a liberação de DQO por meio da desintegração; o termo $DQO_4 - DQO_5$ representa a liberação de DQO por meio da desintegração química. Admite-se aqui que a desintegração química resulta em uma completa destruição das células. DQO_3 e DQO_6 é a fração de DQO da amostra depois e antes de adicionar NaOH 1M na razão de 1:3,5 a 20°C.

Já pesquisadores como Muller et al. (1998) e Nickel (1999), propõem um arranjo simplificado da equação (4.2) (análises de DQO são com referência a DQO filtrada):

$$DD_{DQO} = \frac{DQO_T - DQO_o}{DQO_{NaOH} - DQO_o} * 100(\%) \quad (4.3)$$

Em que: DD_{DQO} = Grau de Desintegração em termos de DQO;

DQO_T = DQO da amostra desintegrada;

DQO_o = DQO da amostra original;

DQO_{NaOH} = DQO da amostra de referência hidrolisada quimicamente em uma solução 0,5M de NaOH a 20°C por 22 horas.

Por outro lado, outros pesquisadores optaram por medir o grau de desintegração por meio da inativação biológica, como Sperandio & Paul. (2000), ou consumo específico de oxigênio, como Lehne et al (1999). A fórmula proposta é a seguinte:

$$IB(DD) = \left(1 - \frac{OC_m}{OC_U}\right) * 100 \quad (4.4)$$

Em que: IB (DD) = Inativação Biológica ou Grau de desintegração;

OC_m = Consumo específico de Oxigênio depois da desintegração;

OC_u = Consumo específico de Oxigênio antes da desintegração.

Autores, como Springer et al. (1996), utilizam a desintegração química, por tratamento ácido (pH 2) ou alcalino (pH 11,5) para o cálculo do grau de desintegração e utilizaram a seguinte fórmula (com base na DQO solúvel):

$$GD = \frac{DQO_A}{DQO_T} * 100 \quad (4.5)$$

Em que: GD = Grau de Desintegração;

DQO_A = DQO da amostra desintegrada;

DQO_T = DQO total da amostra por desintegração química

Há também autores, como Erdinciler & Vesilind (2000) que medem o grau de desintegração por meio da análise de proteína da amostra centrifugada, usando albumina bovina como controle:

$$PCD = \frac{[P]_A - [P]_C}{[P]_T - [P]_C} \quad (4.6)$$

Em que: PCD = Porcentagem de desintegração;

$[P]_A$ = Concentração de proteína na amostra desintegrada (mg/ml);

$[P]_C$ = Concentração de proteína controle;

$[P]_T$ = Concentração de proteína na amostra quando todas as células estão desintegradas.

A fórmula para se calcular o grau de desintegração do lodo neste estudo, em termos de DQO, foi baseada na equação (4.6) levando em consideração que o valor da DQO bruta (equivalente a $[P]_T$) era o máximo que poderia ser alcançado pelo valor da DQO filtrada, em membrana de 1,2 μm , por meio da desintegração do lodo por ultra-som, e que os valores de DQO bruta não sofreram variação significativa após a aplicação do ultra-som. Esta fórmula também foi proposta por Springer et al. (1996). Supondo ser a DQO bruta 100% de desintegração, chegou-se a seguinte fórmula:

$$E = \frac{DQO_{FF} - DQO_{FI}}{DQO_{BI} - DQO_{FI}} * 100 \quad (4.6)$$

Em que: DQO_{FF} = DQO filtrada após ultra-som (final);

DQO_{FI} = DQO filtrada antes do ultra-som (inicial);

DQO_{BI} = DQO bruta antes do ultra-som (inicial).

O valor da DQO filtrada inicial também foi levado em conta na fórmula visto que já existe um certo valor de DQO filtrada na amostra (equivalente a $[P]_T$). Caso não fosse colocado o valor da DQO filtrada inicial, a eficiência da desintegração não corresponderia com a realidade.

4.5 Análises

Com o andamento da etapa de controle e descarte diário dos lodos em cada reator, foi observado que o volume de lodo nos cones Imhoff, preenchidos com os respectivos volumes de descarte, se situava em torno de 100ml por ciclo. Como eram dois ciclos por dia, o volume total de lodo sedimentado se situava em torno de 200ml para cada reator.

Como o volume diário descartado era de 200ml e o volume máximo permissível para ser colocado no aparelho de ultra-som também era de 200ml, foram feitos testes para se verificar a influência do volume de lodo a ser desintegrado (100 e 200ml) e o tempo de exposição.

Foram efetuadas análises microscópicas do lodo para se poder verificar os microrganismos presentes nos reatores, bem como visualizar o grau de desintegração do lodo após aplicação do ultra-som em diferentes tempos de exposição. Durante a etapa teste, foram realizadas análises mensais de microscopia para acompanhamento dos microrganismos presentes nos reatores e sua correlação com os outros exames. As amostras eram coletadas sempre no início de cada ciclo, imediatamente após o descarte do volume necessário para manutenção da idade do lodo em cada reator.

Para as análises microbiológicas do lodo, foi utilizado o Microscópio Olympus BX60, acoplado à câmera com captura de imagem e software Image-Pro Plus. As análises das morfologias seguiram as orientações fornecidas por Jenkins et al. (1993).

A estimativa do Número Mais Provável (NMP) de bactérias nitrificantes foi realizada segundo método descrito por Schmidt & Belser (1984), adaptando-o para

amostras de esgotos sanitários, visto que o método foi desenvolvido para amostras de solo.

O processo de nitrificação, conforme explanado anteriormente, ocorre em duas etapas: a nitrificação e a nitratação. Assim, a determinação do NMP das bactérias nitrificantes é realizada também em duas etapas: o NMP das bactérias oxidadoras de amônia e o NMP das bactérias oxidadoras de nitrito.

Devido ao grande tempo dispendido (cerca de 1 mês) para determinação de NMP, essas determinações foram efetuadas apenas uma vez durante cada etapa do estudo, sempre ao seu final.

Foram efetuadas também análises da taxa de consumo de oxigênio (TCO) para poder verificar as variações no consumo de oxigênio nos dois reatores antes e depois da lise celular. Para a análise foi utilizado um aparelho medidor de oxigênio dissolvido consistindo de uma sonda DO-DIN, um coletor de dados do tipo CBL (Computer-Based Laboratory System) e uma calculadora TI-89. Todos os componentes da Texas Instruments.

Para se medir o consumo de oxigênio em reatores contínuos se faz uso de um aparato similar em regime de batelada, assim pode-se medir o consumo de oxigênio naquele instante que vai servir para qualquer outro tempo se as condições de alimentação e oxigenação não variarem no sistema contínuo.

Para os reatores em batelada as concentrações variam com o tempo. Por isso, para uma medição mais fiel da taxa de consumo de oxigênio no reator em batelada, foram realizadas “bateladas” durante todo o tempo de duração do ciclo dos reatores A e B (aproximadamente onze horas).

Imediatamente após o início de um ciclo, foi retirada uma amostra e introduzida em um erlenmeyer contendo um imã. Esse aparato foi colocado em cima de um agitador magnético que permaneceu ligado durante todo o experimento para evitar zonas mortas (na fase aerada do experimento) e para evitar a sedimentação do lodo (na fase sem aeração). Dentro do erlenmeyer também estava contido a sonda de oxigênio dissolvido e uma pedra porosa ligada a um aerador de aquário, que por sua vez estava ligado ao computador que monitorava os reatores.

Depois de colocada a amostra, foram ligadas a sonda e o aerador. A sonda registrava a quantidade de oxigênio dissolvido a cada 99 segundos. O aerador de aquário foi programado para ligar e desligar em intervalos de tempo pré-estabelecidos. A cada hora e 30 trinta minutos aproximadamente o aerador era desligado por cerca de 20 minutos e ligado novamente. Com isso tinha-se uma idéia do comportamento da taxa de consumo durante todo o ciclo operacional.

Foram também efetuados balanços de massa nos dois reatores (A e B) para as etapas controle e teste para poder quantificar as formas de DQO e nitrogênio presentes no afluente e efluente dos reatores. A figura 4.5 ilustra o esquema das massa nos reatores.

Figura 4. 5 – Balanço de massa dos reatores em batelada

As variáveis envolvidas no balanço de DQO e nitrogênio estão descritas na tabela 4.3:

Tabela 4. 3 – Variáveis envolvidas nos balanços de massa

Variáveis	Nomenclatura	unidade
DQOe	DQO total afluente	mgDQO/ciclo
DQOs	DQO total efluente	mgDQO/ciclo
Q	Vazão afluente	l/ciclo
q	Vazão de lodo	l/ciclo
Sta	DQO afluente	mg/l
Ste	DQO efluente	mg/l
fcv	Razão DQO/SSV	mg DQO/mg SSV
Xv	SSV no tanque	mgSSV/l
Ot	Taxa de Utilização de oxigênio	mgO ₂ /l.h
Mon	Massa de Oxigênio para Nitrificação	mgO ₂ /ciclo
Vr	Volume do reator	l
Ntka	Nitrogênio total Kjeldahl afluente	mgN/l
Ntke	Nitrogênio total Kjeldahl efluente	mgN/l
Nna	Nitrato no afluente	
Nne	Nitrato no efluente	mgN/l
fn	fração de Nitrogênio no lodo	mgN/l
Mdqe	Massa de DQO no efluente	mgDQO/ciclo
Mdqol	Massa de DQO no lodo	mgDQO/ciclo
Mdqoox	Massa de DQO oxidada	mgDQO/ciclo
MNna	Massa de nitrato no afluente	mgN/ciclo
MNne	Massa de nitrato efluente	mgN/ciclo
MNte	Massa de Nitrogênio total efluente	mgN/ciclo
MNI	Massa de Nitrogênio no lodo	mgN/ciclo
%DQO	Balanço de DQO	%
%N	Balanço de Nitrogênio	%

Segundo Barker & Dold (1995), para se efetuar um balanço de DQO em um sistema, é necessário estimar a DQO no efluente, no lodo e a quantidade oxidada. A massa de DQO no efluente é dada por:

$$Mdqe = Q.Ste \quad (4.7)$$

Similarmente, conhecendo a concentração de sólidos no lodo em excesso, e conhecendo a razão DQO/SSV (fcv), a massa de DQO no lodo é dada por:

$$Mdqol = q.Xv.fcv \quad (4.8)$$

Em um sistema aeróbio, a quantidade de DQO oxidada é determinada pela taxa de consumo de oxigênio, após dedução do oxigênio requerido para nitrificação.

A massa de oxigênio requerida para a nitrificação é dada por:

$$Mon = Q.(Ntka - Ntke) \quad (4.9)$$

A massa de DQO oxidada por ciclo de operação será dada por:

$$Mdqoox = Ot.Vr.12 - Mon \quad (4.10)$$

A massa total de DQO que deixa o reator é dada por:

$$DQOs = Mdqoe + Mdqol + Mdqoox \quad (4.11)$$

A massa de DQO que entra no reator é dada pela seguinte equação:

$$DQOe = Q.Sta \quad (4.12)$$

Com isso, a relação de DQO, em termos de porcentagem, é dada por:

$$\%DQO = \left(\frac{DQOs}{DQOe} \right) 100 \quad (4.13)$$

Para o balanço de nitrogênio é necessário estimar a massa de nitrato no efluente, a massa de Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK) no efluente e a massa de NTK no lodo. A massa de nitrato no efluente é dada por:

$$MNne = Q.Nne \quad (4.14)$$

Analogamente, a massa de NTK no efluente é dada por:

$$MNtke = Q.Ntke = \quad (4.15)$$

Para se estimar a massa de nitrogênio no lodo, deve-se assumir um valor para o valor da fração de nitrogênio no lodo (f_n) e seguir a equação (4.16):

$$MNI = q \cdot X_v \cdot f_n \quad (4.16)$$

Para o cálculo da massa de nitrogênio efluente reator, se faz necessário uma soma das equações (4.14), (4.15) e (4.16):

$$MNs = Mne + Mntke + MNI \quad (4.17)$$

Para o cálculo da massa que entra no reator, segue-se a equação (4.18):

$$MNe = Q \cdot N_{tka} + Q \cdot N_{na} \quad (4.18)$$

Assim, para se calcular a relação entrada-saída, usa-se a equação (4.19):

$$\% N = \left(\frac{MNs}{MNe} \right) \cdot 100 \quad (4.19)$$

4.6 Monitoramento

Visando uma comparação entre os reatores A e B e também entre as etapas de controle e teste, foi feito um monitoramento no sistema de lodos ativados

Foram realizadas amostragens nos pontos afluente, efluente e tanque de aeração de cada reator para monitoramento dos sistemas de tratamento. Foram realizadas análises de DQO bruta e filtrada; sólidos totais, fixos, e voláteis; sólidos suspensos totais, fixos e voláteis; fósforo total; nitrogênio total, amoniacal orgânico; nitrito e nitrato. Além dessas análises, foram também efetuadas medições de IVL.

As análises efetuadas, bem como suas frequências, estão relacionadas na Tabela 4.4. Todas as análises foram realizadas de acordo com as metodologias citadas no Standard Methods (APHA, 1998).

Tabela 4. 4 – Parâmetros analisados nas duas etapas do estudo

Parâmetro	Método	Frequência
DQO solúvel (mgO ₂ /l)	espectrofotométrico	2x semana
DQO total (mgO ₂ /l)	espectrofotométrico	2x semana
N-NTK (mgN/l)	titulométrico	1x semana
N-NH ₄ (mgN/l)	titulométrico	1x semana
N-NO ₂ ⁻ (mgN/l)	espectrofotométrico	1x semana
N-NO ₃ ⁻ (mgN/l)	espectrofotométrico	1x semana
Fósforo (mgP/l)	espectrofotométrico	1x semana
SST (mg/l)	gravimétrico	2x semana
SSV (mg/l)	gravimétrico	2x semana
SSF (mg/l)	gravimétrico	2x semana
OD (mg/l)	potenciométrico	-
pH	potenciométrico	-

As análises de nitrogênio e fósforo foram realizadas na forma de perfil semanal durante a etapa teste. Durante a etapa controle, essas análises foram esporádicas visando acompanhar se ocorria nitrificação e remoção de fósforo em cada reator. Somente na etapa teste é que o acompanhamento foi mais frequente, visto que, na etapa controle, o processo nitrificação e remoção de fósforo em reatores aeróbios em batelada tratando esgoto sintético já foi bastante estudado em pesquisas anteriores no laboratório de Processos Biológicos (Sousa, 1996; Callado, 2001; Oliveira, 2001).

5 Resultados e Discussão

Para poder gerar uma melhor visualização dos resultados obtidos nessa pesquisa, os resultados aqui obtidos foram divididos por análise realizada e subdivididos nas etapas controle e teste para cada um dos reatores. Antes de mostrar os resultados do monitoramento de cada etapa, serão mostrados os testes preliminares com o aparelho de ultra-som.

A etapa denominada controle foi realizada durante o período de 130 dias e tinha por finalidade a verificação do desempenho dos reatores A e B para futura comparação com a etapa posterior (aqui denominada de etapa teste).

Para a etapa de controle foi conseguido um lodo que estava sendo utilizado em outra pesquisa nas dependências do Laboratório de Processos Biológicos da Escola de engenharia de São Carlos. A escolha desse lodo foi devido ao fato que o mesmo já estava adaptado ao substrato sintético e a temperatura de trabalho ($30 \pm 2^\circ$). Com o lodo já escolhido, o mesmo foi colocado nos dois reatores e foram alimentados com o substrato sintético, já descrito anteriormente, por 40 dias (80 ciclos) para que a idade do lodo escolhida para cada reator estivesse adaptada (12 dias para o reator A e 8 dias para o reator B).

A etapa teste teve a duração aproximada de 90 dias e teve como finalidade analisar o comportamento dos reatores A e B quando do retorno de seus lodos de excesso depois de submetidos ao ultra-som (lise celular forçada). Nesta etapa foram feitas as análises já descritas anteriormente, e também foi feito um acompanhamento microbiológico das biomassas dos dois reatores.

5.1 Testes com o ultra-som

Para a lise celular forçada foi utilizado o aparelho de ultra-som da Thorton (ver figura 4.4). Primeiramente foram feitos testes de desintegração do lodo em função da potência aplicada e tempo de exposição. A figura 5.1 ilustra o comportamento da DQO filtrada do lodo quando submetido ao aparelho de ultra-som. O lodo utilizado para os experimentos era o do descarte dos reatores A e B durante a etapa controle. A desintegração foi medida em termos de DQO determinada segundo procedimento do Standard Methods (APHA,1998).

Figura 5. 1- DQO filtrada do lodo submetido a diferentes tempos e frequências de ultra-som

Como pôde ser observado, a lise celular induzida provocou um aumento na DQO filtrada, indicando que o lodo está sendo desintegrado e solubilizado. Esse aumento é proporcional ao tempo de exposição e aumento da potência do ultra-som. No caso estudado, a concentração do lodo estava em torno de 14000mg/L em termos de sólidos totais. Após esse primeiro teste foi definido que a potência de trabalho seria de 95w, próximo a faixa limite do aparelho que é de 100w.

Com o andamento da etapa de controle e descarte diário dos lodos em cada reator, foi observado que o volume de lodo nos cones Imhoff, preenchidos com os respectivos volumes de descarte, se situava em torno de 100ml por ciclo. Como eram dois ciclos por dia, o volume total de lodo sedimentado se situava em torno de 200ml para cada reator.

Como o volume diário descartado era de 200ml e o volume máximo permissível para ser colocado no aparelho ultra-som que estava sendo utilizado também era de 200ml, foram feitos outros testes para se verificar a influência do volume de lodo a ser lisado e o tempo de exposição.

Primeiramente foram feitos testes com o aparelho de ultra-som para uma amostra contendo 200ml de lodo sedimentado, o que corresponde ao lodo de dois ciclos de 12 horas. A figura 5.2 ilustra o comportamento da DQO do lodo em função do tempo de exposição da amostra ao aparelho com uma potência de 95w (o que dá uma potência volumétrica de 0,48w/ml). O objetivo desses testes era avaliar a possibilidade de se realizar somente uma aplicação de ultra-som no lodo diário (dois ciclos) em vez de duas aplicações de ultra-som (uma para cada ciclo)

Como pode ser observado, a DQO bruta não mostra uma variação significativa com o aumento da exposição do lodo ao ultra-som.

Figura 5. 2 - Variação da DQO após ultra-som para 200ml de amostra

Como pode ser observado, a DQO bruta não mostra uma variação significativa com o aumento da exposição do lodo ao ultra-som, o que foi levado em conta na fórmula para se calcular o grau de desintegração onde se coloca a DQO bruta como o máximo de DQO que a filtrada pode alcançar após a lise celular forçada

A tabela 5.1 fornece a eficiência do ultra-som em relação ao tempo de exposição.

Tabela 5. 1- Tempo de exposição e eficiência do ultra-som para 200ml de amostra

Tempo lise (min)	DQO Bruta	DQO Filtrada	% lise
0	10443	470	0,00
1	10510	497	0,27
3	9768	497	0,29
5	10173	578	1,11
7	10038	751	2,94
10	9296	1021	6,24
15	10412	1205	7,40
20	9799	1346	9,39
DQO máxima	10510		
DQO mínima	9296		

Obs. - Ver equação 4.7 para o cálculo da % lise

Nota-se que o grau de desintegração, calculado de acordo com a equação 4.7, foi da ordem de 9% para um tempo de exposição de 20 minutos. Como a medida do grau de desintegração é realizada de maneiras diferentes entre os pesquisadores já citados no capítulo Materiais e Métodos, fica difícil fazer uma correlação entre este estudo e o de outros autores.

Foi realizado outro teste com um volume de amostra de 100ml (potência volumétrica de 0,95w/ml). A figura 5.3 ilustra as variações ocorridas neste teste.

Figura 5. 3- Variação da DQO após ultra-som para 100ml de amostra

Nota-se claramente que a eficiência do ultra-som foi bem mais significativa para a amostra contendo 100ml de lodo, como observado na tabela 5.2. O valor da DQO filtrada para a amostra de 100ml alcançou o valor de 3017mg/L contra 1346mg/L, para a amostra de 200ml, em um mesmo tempo de exposição.

Tabela 5. 2- Tempo de exposição e eficiência do ultra-som para 100ml de amostra

Tempo lise (min)	DQO Bruta	DQO Filtrada	% lise
0	13343	346	0,00
3	13747	400	0,40
5	12803	994	5,20
10	12061	1722	11,74
15	13882	2693	17,34
20	13613	3017	20,13
25	12803	3880	28,37
DQO máxima	13882		
DQO mínima	12061		

Para uma melhor ilustração, foi elaborado um gráfico que correlaciona a DQO filtrada com o tempo de exposição para as duas potências volumétricas aplicadas. A figura 5.4 ilustra este comportamento.

Figura 5. 4- Comportamento da DQO filtrada em condições de potência e tempos diferentes

Nota-se claramente que uma maior potência volumétrica aplicada ao lodo, gera uma maior DQO filtrada em um menor tempo apesar de que, no teste com uma potência volumétrica de 0,95w/ml, havia uma maior concentração de DQO devido a uma maior concentração de sólidos. De acordo com Portenlänger (1999), a

concentração de sólidos influi positivamente na eficiência da lise celular forçada, pois favorece o choque entre as partículas mais próximas uma das outras, auxiliando na desintegração celular.

Com isso foi estipulado que a lise forçada seria realizada duas vezes ao dia (uma vez por ciclo) para cada reator, perfazendo o total de quatro aplicações de ultra-som por dia. Além disso, o tempo de exposição ao ultra-som seria de 20 minutos. Caso fosse preciso, esse tempo seria aumentado. Entretanto temia-se por uma falha do aparelho de ultra-som, pois o mesmo quebrou duas vezes durante a etapa de testes preliminares.

Importante lembrar que não foi realizado um estudo para avaliar se a quantidade de aplicações em função do grau de desintegração era mais ou menos viável economicamente. O objetivo da pesquisa era o de se analisar o comportamento do lodo no retorno ao tanque de aeração após a desintegração com ultra-som.

5.2 Análise microscópica do lodo submetido ao ultra-som

Depois de concluir que o tempo de exposição dos lodos de descarte ao ultra-som seria de 20 minutos para cada amostra de 100ml, um outro teste foi feito utilizando análises microscópicas do lodo após a aplicação do ultra-som. As análises foram feitas para cada reator: A e B. A figura 5.5 ilustra o comportamento dos flocos durante o tempo de aplicação do ultra-som para o reator A.

Como pode ser observado, o lodo do reator A apresentava um floco um pouco pequeno e disperso, mas apresentava uma fauna bastante variada, característica de um lodo bem estabilizado. Com a exposição do lodo ao ultra-som,

pôde-se notar que os flocos começavam a se desintegrar até chegar a uma completa desintegração no tempo de 20 minutos.

Figura 5. 1- Aspecto do lodo do reator A após exposição ao ultra-som (40x)

Os exames microscópicos indicaram que, no tempo de 1 minuto, o lodo ainda apresentava um floco bem definido. Após o tempo de 5 minutos de aplicação, os flocos já apresentavam algumas rupturas e podia-se notar um aumento nos sólidos em suspensão. Foram encontrados microrganismos como rotíferos, ciliados fixos e ciliados rastejantes, porém sem movimentação alguma. Com o tempo de exposição de 10 minutos, a única forma conhecida de microrganismos encontrada foi a de rotíferos (sem movimentação alguma), sugerindo que os demais microrganismos já estavam desintegrados. Entretanto o floco ainda apresentava algum tipo de estrutura.

A análise do lodo para o tempo de 15 minutos indicou que os flocos estavam cada vez menos agregados e se misturando com as partículas em suspensão. Com esse tempo de exposição, não foram encontradas morfologias definidas de microrganismos. Para o tempo de 20 minutos pôde-se notar que os flocos estavam totalmente desintegrados e completamente misturados às partículas em suspensão. Já se podia inferir que a biomassa se transformou em matéria orgânica que serviria de alimento aos microrganismos presentes no reator.

O lodo do reator B apresentou floco bem melhor definido e menos disperso que o lodo do reator A. Foi observada a presença de ciliados fixos, livres e rastejantes, flagelados, rotíferos e uma quantidade expressiva de bactérias filamentosas. Entretanto essas bactérias não causaram nenhum problema de intumescimento do lodo, durante todo o decorrer da pesquisa com os reatores em batelada (figura 5.6).

Com a exposição de 1 minuto, pôde-se notar uma pequena dispersão do lodo. Não se podia afirmar ainda que a dispersão era causada pelo ultra-som ou pela amostragem. Para o tempo de 5 minutos, observou-se claramente que os grandes

flocos já estavam desaparecendo. Não era mais notada a presença de ciliados fixos e rastejantes, e não se encontravam mais formas definidas de bactérias filamentosas.

Figura 5. 2- Aspecto do lodo do reator B após exposição ao ultra-som (40x)

No tempo de exposição de 10 minutos, praticamente já não havia a presença de flocos definidos. Não foi encontrada também a presença de alguma morfologia

conhecida, exceto rotíferos (em quantidade bem menor que no tempo 0). No tempo de 15 minutos, os flocos já haviam se transformado em pequenos filetes de matéria. Não foi observada a presença de nenhuma morfologia conhecida. No tempo de 20 minutos, toda a matéria encontrava-se misturada. Não se podiam definir flocos e nem filetes de matéria.

A figura 5.7 ilustra o comportamento dos lodos antes e depois do ultra-som, após 30 minutos de sedimentação. Pode-se notar que o lodo submetido ao ultra-som (direita) não sofreu sedimentação devido as suas partículas estarem bem mais homogêneas no meio líquido

Figura 5. 7– Lodo de descarte antes e depois do ultra-som.

5.3 Análise de DQO

Como explicado anteriormente, os resultados serão agrupados por tipo de análise para cada etapa do monitoramento (controle e teste) e para cada reator (A e B), para melhor visualização e comparação dos resultados.

5.3.1 Etapa controle

A figura 5.8 ilustra o comportamento da concentração de entrada e saída do substrato no reator A, em termos de DQO, e sua respectiva eficiência.

Figura 5. 8- Eficiência de remoção em termos de DQO para o reator A – Etapa controle

Como observado, a eficiência de remoção sempre se situou acima dos 80%, tendo uma média de 90,9% em termos de remoção de DQO bruta. A concentração média afluenta (em termos de DQO bruta) foi de $574 \pm 78\text{mg/L}$, e a concentração média de saída foi de $50 \pm 13\text{mg/L}$. Já a DQO média filtrada afluenta foi de $440 \pm 30\text{mg/L}$, e efluente de $30 \pm 14\text{mg/L DQO}$. Pode ser observado também que não houve quedas acentuadas nas eficiências, indicando que o reator estava em um bom regime de operação. A figura 5.9 ilustra o comportamento da DQO bruta para o reator B.

Figura 5.9 - Eficiência de remoção em termos de DQO para o reator B – Etapa controle

Para o Reator B, a eficiência de remoção em termos de DQO bruta sofreu alterações mais acentuadas que no reator A, porém a eficiência média de remoção de DQO bruta ficou em 87,7%, o que é muito próxima da eficiência média atingida pelo reator A. Para o reator B, a DQO média bruta afluente foi de $541 \pm 72 \text{ mg/L}$ e a DQO média efluente foi de $64 \pm 20 \text{ mg/L}$. Para a DQO filtrada, a média afluente foi de $406 \pm 50 \text{ mg/L}$ e a efluente foi de $28 \pm 14 \text{ mg/L}$.

Foi também feito um perfil do consumo de DQO ao longo do tempo de ciclo para os dois reatores. Para amenizar os efeitos da diluição, que certamente iam mascarar os resultados, para o cálculo do consumo de DQO foi seguida a equação 5.1.

$$DQO_{DIL} = DQO_E * \frac{9,5}{15} + DQO_S * \frac{9,5}{15} \quad (5.1)$$

Em que: DQO_{DIL} = DQO corrigida com a diluição;

DQO_E = DQO de entrada no reator;

DQO_S = DQO de saída do reator.

Como o reator tem um volume útil de 15 litros e o volume de cada alimentação é de 9,5 litros, necessário se faz um cálculo da DQO de entrada com a diluição. Para isso devemos levar o efeito da variação de volumes quando do enchimento do reator, e o efeito da DQO residual e sua respectiva variação quando do enchimento do reator.

Feito os ajustes, foi elaborado um gráfico da variação temporal da DQO onde foi ajustada uma curva de primeira ordem com residual, por meio do software Origin versão 6.0. A figura 5.10 ilustra o comportamento do consumo da DQO para o reator A.

Figura 5. 10- Variação temporal da DQO bruta para o reator A – Etapa controle.

Como pode ser observado, a curva se ajustou ao modelo de primeira ordem com residual:

$$Y = P_1 + (P_2 - P_1).e^{-kt} \quad (5.2)$$

Em que: P_1 = DQO de entrada (mg/l);

P_2 = DQO residual (mg/l);

k = coeficiente cinético aparente (min^{-1});

t = tempo (min).

O valor de k (coeficiente cinético aparente) foi de $0,04082 \text{ min}^{-1}$, enquanto o valor do coeficiente específico, razão entre o coeficiente aparente e os sólidos suspensos voláteis presentes no reator, foi de $0,02278 \text{ min}^{-1}/\text{gSSV}$.

Para o reator B foi calculada a diluição também seguindo a equação (5.1). O resultado da variação da DQO para o reator B pode ser visto na figura 5.11.

Figura 5. 11- Variação temporal da DQO bruta para o reator B – Etapa controle.

Como no reator A, a curva apresentou um bom ajuste também para o reator B. Já o valor do coeficiente cinético aparente (k) foi de $0,02989 \text{ min}^{-1}$, e o coeficiente específico foi de $0,01624 \text{ min}^{-1}/\text{gSSV}$, indicando que o reator B apresentou uma velocidade de consumo do substrato menor que o reator A nesta etapa. Isto provavelmente se deve a uma maior concentração, em termos de DQO, no afluente do reator A.

5.3.2 Etapa teste

Analisando o reator A com relação a DQO afluente, foi notado um aumento na sua concentração, em comparação a etapa controle, como mostrada na figura 5.12.

Figura 5. 12- Eficiência de remoção em termos de DQO para o reator A – Etapa teste

A eficiência de remoção em termos de DQO bruta foi de 92%. Houve um aumento na eficiência, ainda que pequeno, se comparado ao reator A da etapa controle. A concentração média bruta afluente foi de $749 \pm 109 \text{ mg/L}$, e a concentração média de saída foi de $60 \pm 19 \text{ mg/L}$. Para a DQO filtrada, a

concentração média afluyente foi de $362 \pm 68 \text{ mg/L}$ a média efluente foi de $32 \pm 11 \text{ mg/L}$. O aumento da concentração afluyente se deve ao fato da inclusão do lodo de excesso após aplicação do ultra-som. Notou-se uma maior variação nas concentrações afluyente devido ao fato que a concentração de retorno do lodo lisado nunca é a mesma. Entretanto notou-se também que, apesar das variações da concentração afluyente, não houve variações significativas na eficiência.

Para o reator B, a figura 5.13 ilustra o comportamento da concentração afluyente e efluente, assim como a eficiência de remoção.

Figura 5. 13- Eficiência de remoção em termos de DQO para o reator B – Etapa teste

O reator B apresentou uma eficiência média de remoção de DQO bruta de 91%, a qual também é ligeiramente maior que a eficiência do reator B para a etapa controle. Como esperado, a DQO afluyente sofreu um acréscimo devido ao retorno do lodo e a média da DQO bruta afluyente foi de $716 \pm 99 \text{ mg/L}$ e DQO filtrada afluyente foi de $363 \pm 67 \text{ mg/L}$. Notou-se também uma variação da DQO afluyente devido ao retorno do lodo desintegrado pelo ultra-som. Entretanto essas variações foram

amortecidas pelo reator que sempre lançava um efluente com baixa concentração em termos de DQO, com a média de $64 \pm 20\text{mg/L}$.

Nota-se que os valores da DQO filtrada afluyente para a etapa teste foram menores que os valores para a etapa controle. Isso pode ser devido ao fato da liberação de polímeros quando da aplicação do ultra-som ao lodo em excesso e seu retorno ao tanque de aeração. Os polímeros agem como aglomerantes dos sólidos presentes no tanque de alimentação e dificultam a filtração da amostra, diminuindo a passagem de sólidos que anteriormente passariam pelo mesmo diâmetro do poro da membrana.

Também na etapa teste foram feitos perfis temporais para se verificar a degradação da matéria orgânica em termos de DQO. Aqui também foi levado em conta o efeito da diluição para não mascarar os resultados da constante cinética aparente. A figura 5.14 ilustra o decaimento da DQO ao longo do tempo.

Figura 5. 14- Variação temporal da DQO bruta para o reator A – Etapa teste.

O consumo da DQO bruta também aconteceu nas três primeiras horas do ciclo de doze horas, da mesma maneira como ocorreu na etapa controle. O modelo de primeira ordem com residual (equação 5.2) também apresentou uma boa correlação. Pode-se notar um aumento no valor do coeficiente cinético aparente para $0,05816 \text{ min}^{-1}$, e o coeficiente específico foi de $0,01813 \text{ min}^{-1}/\text{mgSSV}$., indicando que a velocidade de consumo praticamente não variou com o aumento da DQO de entrada, devido a uma maior concentração de sólidos no reator durante a etapa teste.

Já para o reator B, a figura 5.15 ilustra o decaimento da DQO ao longo do tempo.

Figura 5. 15- Variação temporal da DQO bruta para o reator B – Etapa teste.

Também para o reator B houve um bom ajuste da curva de primeira ordem com residual. O valor do coeficiente cinético aparente sofreu um aumento considerável ($k = 0.06485 \text{ min}^{-1}$) e o valor do coeficiente específico foi de $0,26086 \text{ min}^{-1}/\text{gSSV}$, em relação ao valor da constante para a etapa controle.

Esse aumento pode ser devido a uma melhor desintegração do lodo de retorno do reator B, pois a concentração de lodo a ser desintegrada é maior no reator B que no reator A devido a menor idade do lodo. Com uma maior DQO de entrada e uma maior disponibilidade de substrato altamente biodegradável, houve um aumento no coeficiente específico.

5.4 Análise de sólidos

Para melhor visualização, os gráficos estarão contemplando o comportamento dos dois reatores para cada etapa de monitoramento (controle e teste).

5.4.1 etapa controle

Quanto ao teor de sólidos presentes no afluente dos reatores, a figura 5.16 ilustra esse comportamento. Vale ressaltar que os teores de sólidos estão em termos de sólidos suspensos voláteis.

Figura 5. 16- Sólidos suspensos voláteis afluente para os reatores A e B – Etapa controle.

A concentração média de sólidos suspensos voláteis para o reator A foi de $72 \pm 13 \text{ mg/L}$, e para o reator B foi de $74 \pm 15 \text{ mg/L}$. Justamente devido ao substrato ser sintético, pôde-se notar uma constância no teor de sólidos suspensos voláteis no afluente dos reatores A e B para a etapa controle

Quanto ao comportamento do teor de sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração dos reatores A e B, a figura 5.17 indica esse comportamento.

Figura 5. 17- Sólidos suspensos voláteis nos tanques dos reatores A e B – Etapa controle

Pode-se observar que o teor dos sólidos suspensos voláteis no interior dos tanques A e B variavam em uma função mais ou menos cíclica (aumento e diminuição da concentração) , mas permaneceram sempre no patamar médio de $1792 \pm 218 \text{ mg/L}$ para o reator A, e de $1841 \pm 202 \text{ mg/L}$ para o reator B. Pode-se inferir também que a variação se deveu ao equilíbrio dinâmico da biomassa.

Com relação ao teor de sólidos suspensos no efluente dos reatores A e B, a figura 5.18 fornece esse comportamento.

Figura 5. 18- Sólidos suspensos voláteis efluente para os reatores A e B – Etapa controle.

Verificou-se, pela análise do teor de sólidos no efluente dos dois reatores, que o lodo apresentava uma boa sedimentação. A média das concentrações de sólidos suspensos no efluente do reator A foi de $24 \pm 16 \text{ mg/l}$, e para o reator B foi de $28 \pm 11 \text{ mg/l}$. Nota-se o comportamento semelhante dos dois reatores quanto ao teor de sólidos no tanque de aeração e no efluente dos sistemas, independente da idade do lodo.

Quanto a relação sólidos suspensos fixos e sólidos suspensos voláteis (SSF/SSV) para o afluente dos reatores, a figura 5.19 ilustra o comportamento.

Figura 5. 19– Relação SSF/SSV afluente para os reatores A e B – Etapa controle.

Como se pode notar, as relações SSF/SSV afluente para os reatores A e B sofreram variações ao longo do tempo. Essas variações provavelmente foram devidas a erros de pesagem dos componentes que compõem o substrato por causa das pequenas massas e pequenos volumes empregados, o que gerava essa variação, tanto nas relações citadas quanto na variação da DQO.

O afluente do reator A obteve uma relação média de 14%, enquanto que o reator B obteve uma média de 10% de relação SSF/SSV.

Para a relação no efluente dos reatores, a figura 5.20 ilustra o comportamento.

Figura 5. 20– Relação SSF/SSV efluente para os reatores A e B – Etapa controle.

Importante notar o aumento na relação SSF/SSV efluente para os dois reatores, indicando uma mineralização da matéria. A relação média SSF/SSV para o reator A foi de 31% e para o reator B foi de 25%. Como o reator A tem uma maior idade do lodo, já era de se esperar uma maior mineralização da matéria afluente em relação ao reator B.

Com relação aos tanques de aeração, a figura 5.21 ilustra o comportamento da relação SSF/SSV. Pode-se notar que a relação praticamente permaneceu constante por toda a etapa controle e muito semelhante entre os dois reatores. A relação média para o reator A foi de 19%, enquanto que para o reator B essa relação foi de 18%.

Figura 5. 21– Relação SSF/SSV no tanque de aeração dos reatores A e B – Etapa controle.

Com relação ao IVL, pode-se verifica o comportamento dos dois reatores na figura 5.22.

Figura 5. 22– Índice Volumétrico do lodo para os reatores A e B – Etapa controle.

Os dois reatores apresentaram um bom resultado para o IVL durante toda a etapa controle, apresentando um IVL médio de 31 ml/g para o reator A, e 41 ml/g para o reator B, bem abaixo da faixa recomendada para se evitar bulking, que é em torno de 300ml/g.

Outro fator importante no controle dos reatores é a produção de lodo e o crescimento aparente da biomassa (Y_{obs}). O cálculo da produção acumulada de lodo, foi realizado de acordo com a equação (5.3) e (5.4):

$$Px = V_R.SSV_R + V_E.SSV_E \quad (5.3)$$

$$Px_{AC} = \sum_{n=1}^i Pxn \quad (5.4)$$

Em que: Px = Produção de lodo (SSV);

V_R = Volume de retirada do lodo em excesso (L);

SSV_R = Concentração no lodo em excesso (mgSSV/L);

V_E = Volume do efluente (L);

SSV_E = Concentração no efluente (mgSSV/L);

Px_{AC} = Produção de lodo acumulado;

n = número de ciclos.

Para o cálculo do consumo acumulado de DQO, utilizou-se as equações (5.5) e (5.6):

$$DQO_R = (DQO_A - DQO_E).V_E \quad (5.5)$$

$$DQO_{AC} = \sum_{n=1}^i DQO_R n \quad (5.6)$$

Em que: DQO_R = DQO removida no reator (mg);

DQO_A = DQO afluente (mg/L);

DQO_E = DQO efluente (mg/L);

DQO_{AC} = Remoção acumulada de DQO (mg);

V_E = Volume do efluente;

n = Número de ciclos.

Para o cálculo da produção observada de lodo por DQO removida, faz-se uso da equação (5.7):

$$Y_{obs} = \frac{P_x}{DQO_R} \quad (5.7)$$

Em que: Y_{obs} = Produção de lodo por DQO removida (mgSSV/mg);

P_x = Produção de lodo (SSV);

DQO_R = DQO removida no reator (mg).

Com ajuda das equações acima citadas, pôde-se montar um gráfico do Y_{obs} para o reator A, conforme a figura 5.23.

Figura 5. 23– Produção de lodo (Y_{obs}) para o reator A – Etapa controle.

Pode-se notar que a produção de lodo por DQO removida foi de 0,26 mgSSV/mg, abaixo da faixa citada em literatura para sistemas aeróbios, que é situada em torno de 0,5.

Para o reator B, a figura 5.24 ilustra o comportamento da produção de lodo por DQO removida.

Figura 5. 24- Produção de lodo (Y_{obs}) para o reator B – Etapa controle.

Pode-se notar que o valor do Y_{obs} para o reator B foi maior que em relação ao reator A. Este fato pode ser explicado pela maior idade do lodo do reator A. Mesmo assim ainda está abaixo da faixa relatada pela literatura.

5.4.2 Etapa teste

Nesta etapa deve ser lembrado que houve a aplicação do ultra-som no lodo em excesso dos reatores e posterior retorno desse lodo ao respectivo afluente.

Com relação ao teor de sólidos suspensos afluentes, a figura 5.25 ilustra o comportamento.

Figura 5. 25- Sólidos suspensos voláteis afluentes para os reatores A e B – Etapa teste.

Devido ao retorno do lodo desintegrado ao afluente de seu respectivo reator, era de se esperar um aumento no teor de sólidos suspensos voláteis. A concentração média dos sólidos suspensos voláteis para o afluente do reator A foi de $292 \pm 47 \text{ mg/L}$ (contra $72 \pm 13 \text{ mg/L}$ do controle), e para o reator B foi de $260 \pm 43 \text{ mg/L}$ (contra $74 \pm 15 \text{ mg/L}$). Isso significa, em termos de porcentagem, um aumento de cerca 300% no teor de sólidos que entram no reator A, e um aumento de 250% no teor de sólidos para o reator B.

Já a concentração, em termos de sólidos suspensos voláteis, no interior dos reatores é mostrada pela figura 5.26.

Figura 5. 26- Sólidos suspensos voláteis no nos tanques dos reatores A e B – Etapa teste.

Com o aumento da DQO e da concentração de sólidos afluente, era de se esperar também um aumento na concentração de sólidos suspensos voláteis no interior do reator devido a maior presença de matéria orgânica disponível pra degradação.

Comparando com a etapa experimental, nesta etapa também houve uma variação de forma cíclica (aumento e diminuição da concentração ao longo do tempo de ciclo), principalmente no reator B. Para o reator A essa variação cíclica foi somente até o 100º ciclo aproximadamente. A partir desse ponto, a concentração no reator A começou a subir, ainda que de forma lenta. Nota-se uma tendência de estabilização, e até mesmo queda no teor de sólidos suspensos voláteis a partir do 140º ciclo. Entretanto não se pode afirmar que a tendência seria mantida visto que o experimento precisou ser interrompido no 166º ciclo por motivos de força maior. A concentração média de sólidos no reator. A foi de 2749 ± 436 mg/L, e de 2057 ± 249 mg/L para o reator B.

Importante citar também que o teor de sólidos suspensos voláteis no interior do reator na etapa teste foi maior para o reator A que para o reator B. Isso se deve ao

fato que o teor de sólidos na entrada do reator A foi também maior, além da concentração em termos de DQO também ter sido. Isso pode ser explicado pelo fato de a desintegração não ser igual para cada tipo de lodo. O lodo do reator A se mostrou menos “susceptível” ao ultra-som que o lodo do reator B. Além disso, com o aumento de biomassa, gerava também um aumento da DQO e aumento no teor de sólidos na amostra que ia para o ultra-som.

No que diz respeito ao teor de sólidos suspensos voláteis na saída dos reatores, a figura 5.27 ilustra esse comportamento.

Figura 5. 27- Sólidos suspensos voláteis efluente para os reatores A e B – Etapa teste.

Em comparação com a etapa controle, o teor de sólidos suspensos voláteis na saída dos reatores A e B sofreu um pequeno acréscimo. A concentração média na saída do reator A ficou em $28 \pm 18 \text{ mg/L}$ (contra $24 \pm 16 \text{ mg/L}$ da etapa controle). Já para o reator B, a concentração média de sólidos suspensos voláteis foi de $31 \pm 18 \text{ mg/L}$ (contra $28 \pm 11 \text{ mg/L}$). Foi verificada também um maior desvio nas médias dos efluentes para a etapa teste indicando que a saída já não era tão constante quanto na etapa controle, principalmente devido a entrada que também sofria

variações de acordo com a quantidade de lodo desintegrada que era adicionada ao efluente.

A relação SSF/SSV no afluente dos reatores A e B para a etapa teste pode ser vista na figura 5.28.

Figura 5. 28– Relação SSF/SSV afluente para os reatores A e B – Etapa teste.

Devido ao retorno do lodo após a desintegração com ultra-som e esse retorno não ter uma certa regularidade na concentração de sólidos, pode-se notar que a relação SSF/SSV sofreu variações ao longo do tempo. O efluente do reator A apresentou uma relação média SSF/SSV de 12%, abaixo da relação média para a etapa controle, indicando que o reator não recirculava matéria mineral. Para o reator B a relação média foi também de 12%, um pouco acima da média para a etapa controle.

Com referência a relação SSF/SSV no efluente dos reatores A e B, a figura 5.29 ilustra o comportamento.

Figura 5. 29– Relação SSF/SSV efluente para os reatores A e B – Etapa teste.

Como observado na figura 5.29, a relação SSF/SSV tendeu a aumentar com o tempo de duração da etapa teste, indicando que mais matéria mineralizada foi expulsa do reator, evitando assim seu acúmulo nos tanques de aeração quando da recirculação do lodo desintegrado. A relação média para o reator A foi de 32%, enquanto que para o reator B essa relação foi de 25%. Pode-se notar ainda que a relação é maior para o reator A que para o reator B devido a maior idade do lodo no reator A.

Importante notar também que a recirculação do lodo desintegrado não afetou a relação SSF/SSV se comparado com os valores da etapa controle (31% para o reator A e 25% para o reator B).

A relação SSF/SSV para o tanque de aeração está ilustrada na figura 5.30.

Figura 5. 30- Relação SSF/SSV no tanque de aeração dos reatores A e B – Etapa teste.

Nota-se que, mais uma vez, os reatores tiveram comportamentos semelhantes ao longo da etapa teste. Houve variações cíclicas na relação SSF/SSV para os dois reatores se comparado com a etapa teste, e a relação média foi de 12% para o reator A e de 14% para o reator B. Essas relações indicam que não houve acúmulo de sólidos suspensos fixos no tanque de aeração dos reatores, o que poderia diminuir as suas eficiências. Com relação ao IVL, a figura 5.31 ilustra o comportamento durante a etapa teste.

Figura 5. 31- Índice Volumétrico do lodo dos reatores A e B – Etapa teste.

Os dois reatores continuaram apresentando bons resultados para IVL também na etapa teste. O reator A apresentou um valor médio de 29 ml/g, muito semelhante ao da etapa controle, mesmo com um aumento no teor de sólidos no tanque de aeração. Já o reator B apresentou um acréscimo no valor médio do IVL (56 ml/g), mesmo assim ficando muito abaixo da faixa-limite de 300ml/g recomendada para se evitar bulking.

De acordo com Erdinçler & Vesilind (2000), a desintegração do lodo lança no meio materiais poliméricos com alto peso molecular que podem agir como polieletrólitos promovendo a floculação do lodo. Isso pode explicar o fato do baixo valor de IVL mesmo com aumento da biomassa nos tanques de aeração.

Quanto a produção de lodo nos reatores durante a etapa teste, a figura 5.32 ilustra o comportamento para o reator A.

Figura 5. 32- Produção de lodo (Y_{obs}) para o reator A – Etapa teste.

Nota-se que o valor de Y_{obs} sofreu um pequeno acréscimo se comparado a etapa controle. Isso provavelmente deve-se ao fato de o reator ter recebido uma

maior carga afluyente devido a recirculação do lodo desintegrado. Entretanto deve-se lembrar que não houve em nenhum momento descarte de lodo do reator. Isso nos dá um Y_{obs} teórico de zero, não levando em conta o teor de sólidos no efluente.

Quanto ao Y_{obs} para o reator B, a figura 5.33 ilustra o comportamento.

Figura 5. 33- Produção de lodo (Y_{obs}) para o reator B – Etapa teste.

Já para o reator B, houve um decréscimo (ainda que pequeno) no valor do Y_{obs} . Yasui & Shibata (1994) estudaram a influência da ozonização no lodo em excesso de um sistema de lodos ativados e retorno do lodo ao tanque de aeração, onde foi observada um decréscimo no valor do Y_{obs} . Os autores concluíram que o lodo ozonizado, transformado em alimento, e durante a degradação gerava em torno da metade da DBO em material mineralizado. Com isso a produção de lodo em excesso diminuía, como ilustrado na figura 5.34. Chen et al. (2000) citam que se 50% dos substratos eventualmente são convertidos em dióxido de carbono pela bio-oxidação, assim o excesso de lodo pode ser reduzido.

Figura 5. 34 – Diagrama do processo de tratamento com recirculação

Fonte : Yasui & Shibata (1994)

Outra provável explicação é que o lodo produzido, além de a sua metade ser transformada em dióxido de carbono, vem desintegrado pelo ultra-som. Essa desintegração pode causar um craqueamento das substâncias transformando-as em outras substâncias com menor valor energético. Assim a energia obtida pela massa microbiana seria menor e portanto menor seria a produção de biomassa.

Outra consideração a fazer sobre a diminuição do lodo em excesso é devido ao fato que o retorno do lodo com substâncias altamente biodegradáveis, além de ser um lodo desintegrado do tipo “primário” (Já citado na revisão), podem causar um desbalanceamento nas equações de anabolismo e catabolismo. A energia obtida na quebra dos materiais presentes no afluente não é utilizada normalmente para aumento de biomassa (energy spilling).

Bitton¹ apud Liu & Tay (2001) comenta que a produção de biomassa está ligada diretamente a quantidade de energia produzida pelo catabolismo, entretanto existem evidências, sob determinadas condições como a presença de metais pesados, temperaturas anormais, ciclos alternados aeróbio-anaeróbio que causam dissociação entre o catabolismo e anabolismo. Liu & Tay (2001) comentam ainda que do ponto de vista da engenharia ambiental o conceito de dissociação pode ser estendido para o fenômeno pelo qual a taxa de consumo de substrato é maior que a requerida para crescimento e manutenção. Como resultado, o crescimento da biomassa é reduzido sensivelmente.

Durante a aplicação do ultra-som no lodo podem ter ocorrido reações que produziram compostos químicos que pudessem atuar como dissociadores. Mayhew & Stephenson (1998) estudaram adição de 2,4 Dinitrofenol como dissociador químico em um reator de lodo ativado e constataram que a produção de lodo diminuiu de $Y=0,42$ para $Y=0,30$. Liu (2000) cita que existe uma forte evidência no fato de que o aumento na relação concentração de substrato por biomassa (S/X) possa ocasionar uma diminuição no valor de Y . O autor comenta que o aumento desta relação possa atuar como dissociador.

O valor da relação S/X para o reator A na fase controle foi de $0,32\text{mgDQO/mgSSV}$, e na etapa teste foi de $0,26\text{mgDQO/mgSSV}$. Para o reator B, o qual teve a sua produção de lodo reduzida durante a etapa teste, a relação foi de $0,26\text{mgDQO/mgSSV}$ na etapa controle, e de $0,34\text{mgDQO/mgSSV}$ na etapa teste, indo de encontro a afirmação de Liu (2000): maior S/X implicando em menor Y .

¹ Bitton, G. (1994). *Wastewater Microbiology*. Wiley-liss, New York.

5.5 Nutrientes

Quanto à remoção de nutrientes, foram feitos perfis temporais para se verificar o comportamento dos compostos nitrogenados verificando suas transformações até a nitrificação. Foram realizados alguns perfis para verificar o comportamento dos reatores quanto a nitrificação.

Passados 180 dias, observou-se que o reator A ainda não apresentava nitrificação. Decidiu-se não modificar as relações de nutrientes e começar a etapa teste para verificar se a mudança na relação de nutrientes afetaria a nitrificação.

5.5.1 Etapa controle

Para fins didáticos, só serão apresentados os resultados do último perfil de nitrogênio realizado na etapa teste onde é mostrado o comportamento do reator imediatamente antes a etapa teste. Os outros perfis se encontram em tabelas no anexo. A figura 5.35 ilustra o perfil realizado para o reator A.

Figura 5. 35- Perfil temporal de compostos nitrogenados para o reator A – Etapa controle.

Como se observou, o reator A não apresentou um bom perfil de nitrificação. Houve uma queda de aproximadamente 55% no teor de nitrogênio total, acompanhado de um incremento no teor de nitrogênio amoniacal, indicando assim um processo de amonificação do afluente. Entretanto a amonificação não foi completa, e também não houve uma significativa formação de nitrato. Interessante notar que o teor de nitrato decresceu com o tempo e houve uma remoção média de 63% no teor de nitrogênio total (NTK, nitrito e nitrato), o que sugere uma desnitrificação aeróbia. Este fato também foi notado por Oliveira (2001) estudando relações de carbono e nitrogênio em um reator semelhante ao estudado

Casey et al. (1992) citam que, inicialmente a desnitrificação só era considerada por via anóxica, ocorrendo na total ausência de oxigênio. Entretanto já existem demonstrações da desnitrificação aeróbia em culturas puras.

Já o reator B, a figura 5.36 ilustra o comportamento dos compostos nitrogenados. O reator B apresentou uma melhora no processo de nitrificação: houve uma redução quase completa do teor de nitrogênio total, um aumento do teor de nitrogênio amoniacal e depois um decréscimo, sugerindo que a amônia se transformou em nitrito. O teor de nitrito sofreu um leve aumento e depois um decréscimo, sugerindo, assim, que tenha se transformado em nitrato. Já o teor de nitrato sofreu um acréscimo ao longo do tempo, entretanto não o suficiente para que todo o nitrogênio tenha se oxidado para essa forma.

Figura 5. 36- Perfil temporal de compostos nitrogenados para o reator B – Etapa controle.

Acredita-se mais uma vez, que tenha havido algum tipo de desnitrificação aeróbia, visto que a remoção média foi de 67% para o reator B.

Apesar de a nitrificação não ser completa em ambos os reatores, optou-se por não fazer nenhuma mudança nos teores de nutrientes presentes no substrato sintético, acreditando que, com a lise, haveria um aumento nos nutrientes presentes no afluente, melhorando assim as relações carbono-nitrogênio-fósforo.

Com relação ao fósforo total, a figura 5.37 ilustra o comportamento.

Figura 5. 37– Teor de fósforo total afluente e efluente dos reatores A e B – Etapa controle.

Os reatores apresentaram comportamento semelhante no que diz respeito à remoção de fósforo total. A eficiência média de remoção para o reator A foi de 60%, e para o reator B foi de 57%, valores acima dos citados em literatura. Segundo Von Sperling (1996), a eficiência de remoção de fósforo varia entre 30 e 45%, para sistemas convencionais, e entre 10 e 20% para sistemas com aeração prolongada.

5.5.2 Etapa teste

Durante a etapa teste, foram realizados perfis semanais dos nutrientes para verificar o comportamento dos mesmos quando da recirculação do lodo desintegrado. Para fins didáticos, só será colocado o último perfil de cada reator.

Com relação a remoção de nitrogênio total, a figura 5.38 fornece o comportamento ao longo da etapa teste para o reator A.

Figura 5. 38 - Eficiência de remoção de nitrogênio total no reator A – Etapa teste.

A eficiência de remoção do nitrogênio total situou-se em torno de 43% para o reator A, porém com quedas a praticamente zero de eficiência. Houve um

decréscimo com relação a eficiência da etapa controle. Só tem sentido se falar em eficiência de remoção de nitrogênio total se o sistema for dotado de um ambiente anóxico para desnitrificação, seja na forma de zonas com deficiência de aeração ou mesmo zonas anóxicas no interior do floco. Mesmo que esses casos não tenham sido analisados nesse estudo, pode-se inferir que houve algum tipo de desnitrificação aeróbia no reator.

O mesmo vale para o reator B, como ilustrado na figura 5.39. A eficiência de remoção do nitrogênio total se situou em torno de 55%, menor que na etapa controle. A eficiência foi menor na etapa teste porque começaram a aparecer as formas de nitrogênio que normalmente aparecem em um sistema aeróbio: aumento de nitrato e decaimento de nitrogênio total.

Figura 5. 39 - Eficiência de remoção de nitrogênio total para o reator B – Etapa teste

Para sistemas aeróbios a eficiência de remoção de nitrogênio total é muito baixa, visto que todas as formas de nitrogênio tendem a ir a nitrato e uma pequena parcela é utilizada para crescimento celular.

Como foram vários perfis realizados na etapa teste, só será colocado aqui o perfil inicial e final de cada reator estudado. Assim se poderá visualizar o comportamento dos nutrientes com o decorrer do estudo.

Nesta etapa teste foram também efetuados perfis para fósforo total, como mostrados na figura 5.38.

Figura 5. 40 - Perfil de nutrientes no início da etapa teste para o reator A.

No início da etapa teste, o reator A não apresentou um comportamento de nitrificação como demonstrado na figura 5.40. Notou-se que o teor de NTK aumentou e depois permaneceu constante. Isso pode ser devido ao acúmulo de nitrogênio orgânico proveniente da biomassa do lodo desintegrado. Entretanto já se pode notar um decréscimo no teor de nitrogênio amoniacal e um acréscimo no teor de nitrato indicando um processo, ainda que incompleto, de nitrificação.

Quanto a remoção de fósforo, houve uma queda na eficiência em relação a etapa controle. Nesta etapa, a eficiência de transferência foi de 35% (contra 60% da etapa controle). Essa baixa na eficiência deve-se ao fato que o fósforo, ao contrário do nitrogênio que sai no efluente, fica retido na biomassa. Como o excesso de lodo é

reciclado após ultra-som, há um retorno de fósforo ao afluente aumentando assim a concentração inicial. O decréscimo também pode ser explicado pela adaptação da biomassa as novas condições de carga afluente.

Quanto ao reator B, o perfil de nutrientes no início da etapa teste é mostrado na figura 5.41.

Figura 5. 41- Perfil de nutrientes no início da etapa teste para o reator B

No reator B, a remoção de nitrogênio total foi mais acentuada que no reator A para o início da etapa teste. Notou-se um crescimento de NTK no início do perfil devido principalmente ao retorno de nitrogênio na forma orgânica presente no lodo retornado ao afluente. Entretanto o Nitrogênio total foi prontamente oxidado chegando a quase zero no fim do perfil. Notou-se também uma leve oscilação no teor de nitrogênio amoniacal. Inicialmente ele estava sendo transformado em nitrito e começou a decrescer. Entretanto o nitrogênio total estava sendo transformado em amoniacal e isso acarretou em um pequeno crescimento no teor de nitrogênio na forma amoniacal. Após a primeira hora do ciclo já se podia notar o decréscimo do

nitrogênio amoniacal que estava sendo oxidado a nitrito. Notou-se também um leve aumento no teor de nitrito, entretanto ele foi logo oxidado a nitrato, forma mais oxidada possível.

Com relação ao teor de fósforo, o mesmo comportamento observado no reator A pode ser descrito para o reator B. Houve uma menor remoção em relação ao reator B da etapa controle (22% de remoção na etapa teste contra 57% na etapa controle). Pode-se deduzir que a redução na remoção de fósforo deve-se ao aumento da quantidade de fósforo presente no afluente quando da adição do lodo desintegrado com o ultra-som. Após 8 perfis dos reatores A e B, chegou-se ao final da pesquisa com o reator A apresentando o comportamento ilustrado na figura 5.42.

Figura 5. 42- Perfil de nutrientes no final da etapa teste para o reator A.

Como ilustrado na figura, notou-se que o reator A apresentou melhora em sua nitrificação. Já se podia notar uma maior diminuição no nitrogênio total e no nitrogênio amoniacal e um aumento no teor de nitrato. Mesmo assim a nitrificação não foi completa pois havia uma grande quantidade de nitrito presente.

Com relação ao fósforo total, o reator continuava apresentando uma eficiência menor que na etapa controle, porém muito maior que no início da etapa teste: 42%.

Para o reator B, a figura 5.43 ilustra o comportamento dos nutrientes no final da pesquisa.

Figura 5. 43-Perfil de nutrientes no final da etapa teste para o reator B

Como ilustrado na figura 5.43, o reator B apresentou uma completa nitrificação. Verificou-se que todas as formas de nitrogênio foram para a sua forma mais oxidada: o nitrato. Apesar de o consumo da DQO ter sido praticamente completo nas primeiras três horas, o processo de nitrificação levou as doze horas do ciclo.

Com relação ao fósforo, o reator B continuou a apresentar uma menor eficiência de remoção com relação a etapa inicial. Mas apresentou uma melhora em sua eficiência se comparado a fase inicial da etapa teste: 44%.

As melhorias no processo de nitrificação para os dois reatores durante a etapa teste podem ser relacionadas com a diminuição da relação DQO/NTK. Esta relação para o reator A, foi de 24,3mgDQO/mgN para a etapa controle e de 21,1mgDQO/mgN para a etapa teste. Para o reator B a relação foi de 27,2mgDQO/mgN para a etapa controle e 23,8mgDQO/mgN para a etapa teste.

Esta diminuição na relação deve-se ao fato que a concentração de nitrogênio no lodo retornado foi, em proporção, maior que a quantidade de DQO retornada.

5.6 Microbiologia

Foram realizados exames microscópicos no lodo dos dois reatores 1 vez a cada mês e analisadas as frequências dos microrganismos presentes na amostra de acordo com a tabela 5.3.

Tabela 5. 3 – Frequência dos microrganismos na amostra

Frequência de aparecimento	Definição
0	Ausente
+	Raro ou pouco comum, ou algum
++	Comum
+++	Muito comum
++++	Abundante

A figura 5.44 ilustra o ambiente microscópico presente nos reatores A e B.

Figura 5. 44 - Microscopia dos lodos após 1 mês de aplicação do ultra-som. (40x)

O reator A apresentou um lodo com floco pequeno e disperso, presença de ácaros, rotíferos (+++), ciliados livres(+), rastejantes (+) uma pequena quantidade de bactérias filamentosas (+). A microfauna do reator A não apresentava uma grande variedade de microrganismos, característico de um lodo estabilizado.

O reator B já apresentava uma maior variedade de microrganismos. O floco se apresentava pequeno, mas menos disperso que o reator A (apesar de a figura 44 não fazer justiça). Foi notada a presença de rotíferos (+++), flagelados (++), ciliados rastejantes (+++), fixos (+), livres (+) e filamentosas (++)

Após dois meses foi realizado outro exame microscópico ilustrado na figura 45. Após dois meses de aplicação do ultra-som, notou-se uma melhora na microfauna do lodo do reator A. O floco era pequeno e aberto e apresentava uma grande quantidade de rotíferos (++++). Apresentava também ciliados fixos (+), rastejantes (++), ameba (++), presença de cistos (++) e filamentos (+), e grande quantidade de bactérias em suspensão (+++).

Figura 5. 45 - Microscopia dos lodos após 2 meses de aplicação do ultra-som. (100x)

No reator B foi observada a presença de ciliados rastejantes (++++), fixos (+++) e livres (+), um aumento na quantidade de bactérias filamentosas (+++), flagelados(+), ameba (++).

No terceiro mês de aplicação de ultra-som foi realizada outra análise microscópica como mostrado na figura 5.46.

Figura 5. 46 - Microscopia dos lodos após 3 meses de aplicação do ultra-som. (100x)

O reator A apresentava um floco menos disperso que nas análises anteriores. Havia a presença de rotíferos (++), ciliados fixos (+++), rastejantes (++++), flagelados (++), filamentos (+) e bactérias em suspensão (+).

No lodo do reator B, o floco apresentava-se mais compacto. Havia a presença de ciliados fixos (++), rastejantes (++), livres. Apresentava também uma grande quantidade de filamentosas (+++), presença de ameba(+) e bactérias em suspensão.

Com relação ao Número Mais Provável (NMP) de bactérias nitrificantes, também foram realizadas análises nos reatores A e B nas etapas controle e teste. Como se trata de uma análise bastante demorada (cerca de 1 mês), só foi realizada uma análise para a etapa controle e uma análise para a etapa teste, sempre ao final de cada etapa.

5.6.1 Etapa controle

Para a etapa controle, o NMP do reator A para as bactérias oxidadoras de amônia foi de $8,3 \times 10^3$ NMP/gSSV, e para as bactérias oxidadoras de nitrito foi de $2,3 \times 10^4$ NMP/gSSV. Para o reator B, o NMP para as bactérias oxidadoras de amônia foi de $2,2 \times 10^6$ NMP/gSSV, e para as bactérias oxidadoras de nitrito foi de $1,1 \times 10^5$ NMP/gSSV. Mendonça et al. (2001), estudando a atividade bacteriana em um reator aeróbio seqüencial em batelada, obtiveram valores de $1,3 \times 10^9$ NMP/gSSV para oxidadoras de amônia e $1,3 \times 10^6$ NMP/gSSV para as oxidadoras de nitrito. Os autores ainda cometam que houve uma boa eficiência na nitrificação. O Baixo valor encontrado nesta pesquisa, com relação aos resultados descritos pelos autores acima, podem explicar o fato de que não houve nitrificação no reator A e pouca nitrificação no reator B.

Os resultados encontrados para NMP de bactérias nitrificantes são muito variados. Araki et al. (1999)² apud Mendonça et. al (2001) estudando um reator de pós-tratamento de reatores UASB, quantificaram a população nitrificante na ordem de 10^3 a 10^4 NMP/ml.

5.6.2 Etapa teste

Na etapa teste foi notada uma diminuição dos valores de NMP dos organismos nitrificantes, com exceção do NMP para as oxidadoras de amônia no reator A.

Para o reator A o NMP das bactérias oxidadoras de amônia foi de $2,5 \times 10^4$ NMP/gSSV, e o NMP para as oxidadoras de nitrito foi de $5,9 \times 10^3$ NMP/gSSV. Para o reator B o NMP das bactérias oxidadoras de amônia foi de $2,5 \times 10^4$ NMP/gSSV, e o NMP para as oxidadoras de nitrito foi de $3,6 \times 10^4$ NMP/gSSV.

Apesar da diminuição do NMP na etapa teste, foi notada uma melhora no processo de nitrificação em ambos os reatores. Com isso foram cogitadas algumas possibilidades:

1. A aplicação do ultra-som pode ter selecionado algum microrganismo predador das bactérias nitrificantes;
2. A aplicação do ultra-som pode ter gerado algum composto tóxico para as bactérias nitrificantes;

² Araki, N.; Ohashi, A.; Machdar, I.; Harada H. (1999). Behaviors of Nitrifiers in a Novel Biofilm Reactor Employing Hanging Sponge-Cubes as Attachment Site. *Wat. Sci. Tech.*, v. 39, n. 7, pp. 23-31.

3. A nitrificação melhorou por causa da melhora da relação DQO/NTK, apesar da diminuição do NMP das bactérias;
4. Erro na análise de NMP.

5.7 Consumo de oxigênio

A seguir serão mostrados os valores encontrados nos perfis respirométricos durante as etapas controle e teste. Como já citado anteriormente, foi realizado um ensaio em batelada do reator em batelada. Com isso podia se verificar o comportamento da taxa de consumo de oxigênio (TCO) ao longo do tempo e verificar a sua variação nas etapas controle e teste dos dois reatores. A figura 5.47 ilustra o comportamento do oxigênio dissolvido durante o ensaio de TCO.

Figura 5. 47 – Ensaio para verificação da TCO ao longo de um ciclo.

Após a elaboração do gráfico, foi medido o decaimento do oxigênio dissolvido em todas as vezes que era parada a aeração no interior do erlenmeyer

utilizado para os ensaios. Com isso se achava o valor da taxa de consumo ao longo do tempo.

5.7.1 Etapa controle

O perfil respirométrico para o reator A está ilustrado na figura 5.48.

Figura 5. 48 – Perfil respirométrico para o reator A – Etapa controle.

Como pode ser notado, a taxa de consumo de oxigênio variou com o tempo do ciclo. O consumo de oxigênio, dado pela área abaixo da curva, foi de 429,6mgO₂/L. A taxa média de consumo de oxigênio, utilizada neste estudo para o balanço de massa, foi de 39,1mgO₂/L.h. A taxa média foi calculada como sendo a razão entre a área e o tempo do experimento.

Van Haandel e Marais (1999) comentam que o valor da TCO, na maioria dos sistemas de lodos ativados, está situado entre 30 a 100mgO₂/L.h, entretanto esses valores devem estar relacionados com reatores contínuos ou não utilizem de uma taxa média de TCO.

Com relação a taxa de consumo de oxigênio para o reator B na etapa teste, a figura 5.49 ilustra o comportamento.

Figura 5. 49 - Perfil respirométrico para o reator B – Etapa controle.

O reator B apresentou um consumo de oxigênio de 260,8 mgO₂/L. Esse valor é menor que o do reator A para a etapa controle, provavelmente devido a menor idade do lodo do reator B. A taxa média de consumo de oxigênio se situou em 23,7mgO₂/L.h.

Pelos perfis respirométricos ilustrados dá para ter uma idéia do consumo ao longo do tempo e projetar o sistema para variar a vazão de ar introduzida de acordo com a necessidade do reator, otimizando o sistema.

5.7.2 Etapa teste

Para a etapa teste também foram realizados perfis respirométricos. A figura 5.50 ilustra o perfil para o reator A.

Figura 5. 50 - Perfil respirométrico para o reator A – Etapa teste.

Pode-se notar o aumento na taxa de consumo inicial nesta etapa teste. A TCO inicial para o reator A na etapa controle foi de 67,2mgO₂/L.h, e para a etapa teste foi de 88,2mgO₂/L.h. Entretanto a taxa cai rapidamente com o decorrer do tempo de operação, provavelmente devido ao retorno de substâncias altamente biodegradáveis presentes no lodo desintegrado e que auxiliaram na degradação aeróbia. Este fato é corroborado pela diminuição da taxa média de consumo, que se situou em 18,3mgO₂/L.h, e o consumo total, que se situou em torno de 201,6mgO₂/L. Isto significa que, mesmo com o aumento da carga, o consumo de oxigênio diminuiu, evidenciando que o lodo desintegrado atuou como uma espécie de catalisador acelerando a reação de degradação.

O mesmo fato foi notado para o reator B, ilustrado pela figura 5.51.

Figura 5. 51 - Perfil respirométrico para o reator B – Etapa teste.

O reator B também apresentou uma taxa de consumo de oxigênio alta no início do experimento ($100,6\text{mgO}_2/\text{L.h}$) se comparado a etapa controle ($56,0\text{mgO}_2/\text{L.h}$), devido ao aumento da carga inicial. Entretanto o consumo total sofreu um decréscimo para $219,7\text{mgO}_2/\text{L}$, e a taxa média de consumo caiu para cerca de $20,1\text{mgO}_2/\text{L.h}$.

Nota-se ainda que o valor da TCO residual para o reator A também sofreu um decréscimo, indo de $27,1\text{mgO}_2/\text{L.h}$ para $9,9\text{mgO}_2/\text{L.h}$. Isto indica que ainda existia atividade dentro do reator, na etapa teste, além da respiração endógena. Possivelmente poderia estar ocorrendo uma desnitrificação aeróbia, já que a matéria carbonácea foi praticamente consumida dentro das 3 primeiras horas do ciclo.

O mesmo pode ser notado para o reator B. A TCO residual foi de $14,0\text{mgO}_2/\text{L.h}$ para a etapa controle e de $10,1\text{mgO}_2/\text{L.h}$ para a etapa teste.

5.8 Balanços de massa

Para se efetuar o balanço de massa para a matéria carbonácea e nitrogenada, se fez necessário a inclusão de algumas considerações:

1. A massa de oxigênio consumida para a nitrificação não foi calculada segundo a formação de nitrato e sim pela diferença das concentrações de NTK afluentes e efluentes, visto que não foram encontrados valores de nitrato, principalmente na etapa controle, correspondentes ao decaimento do NTK;
2. O valor da Razão DQO/SSV (fcv) foi calculado a partir dos valores encontrados na etapa teste para cada reator (lodo retornado e sua respectiva DQO). Assim não foi utilizado o valor usual da literatura que é de 1,48mg DQO/mg SSV;
3. Foi utilizado a TCO média dos respectivos reatores em suas respectivas etapas;
4. Os resultados são dados por ciclo de operação e não por dia.

5.8.1 Etapa controle

Os dados de entrada para o balanço de massa do reator A encontram-se na tabela 5.4

Tabela 5.4 – Dados de entrada para o balanço de massa do reator A – Etapa controle.

Parâmetros	Dados de entrada	Nomenclatura	unidade
Q	9,5	Vazão afluyente	l/ciclo
q	0,625	Vazão de lodo	l/ciclo
Sta	574	DQO afluyente	mg/l
Ste	50	DQO efluente	mg/l
fcv	0,97	Razão DQO/SSV	mg DQO/mg SSV
Xv	1792,0	SSV no tanque	mgSSV/l
Ot	39,11	Taxa de Utilização de oxigênio	mgO ₂ /l.h
Vr	15	Volume do reator	l
Ntka	25,79	Nitrogênio total Kjeldahl afluyente	mgN/l
Ntke	9,13	Nitrogênio total efluente	mgN/l
Nna	4,22	Nitrato no afluyente	mgN/l
Nne	0,67	Nitrato no efluente	mgN/l
fn	0,1	fração de Nitrogênio no lodo	mgN/l

Com os dados da tabela 5.4 calcula-se o balanço de massa para DQO e nitrogênio no reator A de acordo com as equações (4.7) a (4.19).

Balanço de DQO

Massa de DQO efluente

$$Md_{qoe} = Q \cdot Ste = 475 \text{ mgDQO/ciclo}$$

Massa de DQO no lodo

$$Md_{qol} = q \cdot Xv \cdot fcv = 1086 \text{ mgDQO/ciclo}$$

Massa de oxigênio para nitrificação

$$Mon = Q \cdot (Ntka - Ntke) \cdot 4,57 = 723 \text{ mgO}_2/\text{ciclo}$$

Massa de DQO oxidada

$$Md_{qoox} = Ot \cdot Vr \cdot 12 - Mon = 6317 \text{ mgDQO/ciclo}$$

DQO de saída

$$DQOs = Md_{qoe} + Md_{qol} + Md_{qoox} = 7847 \text{ mgDQO/ciclo}$$

DQO de entrada

$$DQO_e = Q \cdot S_{ta} = 5453 \text{ mgDQO/ciclo}$$

Relação de DQO %

$$\%DQO = (DQO_s / DQO_e) \cdot 100 = 144\%$$

Balanço de Nitrogênio

Massa de Nitrato no efluente

$$MN_{ne} = Q \cdot N_{ne} = 6 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de nitrato no afluente

$$MN_{na} = Q \cdot N_{na} = 40 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de NTK no efluente

$$MN_{te} = Q \cdot N_{tke} = 81 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de Nitrogênio no lodo

$$MN_l = q \cdot X_v \cdot f_n = 112 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de nitrogênio na saída

$$MN_s = MN_{ne} + MN_{tke} + MN_l = 199 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de Nitrogênio na entrada

$$MN_e = Q \cdot N_{tka} + MN_{na} = 285 \text{ mgN/ciclo}$$

Relação de Nitrogênio (%)

$$\%N = (MN_s / MN_e) \cdot 100 = 70\%$$

Os balanços não conseguiram ser fechados, mas dão uma idéia das frações correspondentes de DQO e nitrogênio em cada entrada e saída do reator. Um motivo do não fechamento dos balanços é o baixo consumo de oxigênio pra nitrificação.

Valor baixo deu origem a um alto valor de consumo de oxigênio devido a oxidação da matéria carbonácea, o que gera um maior valor na DQO de saída que de entrada, gerando o desbalançamento. O mesmo ocorre com o balanço de nitrogênio, onde a massa de saída por nitrificação foi pequena em relação a massa de entrada de NTK, sugerindo, mais uma vez, algum processo de desnitrificação.

Os dados de entrada para o reator B estão na tabela 5.5

Tabela 5. 5 - Dados de entrada para o balanço de massa do reator B – Etapa controle.

Parâmetros	Dados de entrada	Nomenclatura	unidade
Q	9,5	Vazão afluyente	l/ciclo
q	0,935	Vazão de lodo	l/ciclo
Sta	541	DQO afluyente	mg/l
Ste	64	DQO efluyente	mg/l
fcv	1,17	Razão DQO/SSV	mg DQO/mg SSV
Xv	1841,0	SSV no tanque	mgSSV/l
Ot	23,75	Taxa de Utilização de oxigênio	mgO ₂ /l.h
Vr	15	Volume do reator	l
Nta	19,88	Nitrogênio total afluyente	mgN/l
Ntke	4,3	Nitrogênio total efluyente	mgN/l
Nna	4,22	Nitrato no afluyente	mgN/l
Nne	3,94	Nitrato no efluyente	mgN/l
fn	0,1	fração de Nitrogênio no lodo	mgN/l

Para o reator B, os balanços foram os seguintes:
 Massa de DQO oxidada

$$Mdq_{oox} = Ot \cdot Vr \cdot 12 \cdot Mon = 3599 \text{ mgDQO/ciclo}$$

DQO de saída

$$DQOs = Mdq_{oe} + Mdq_{ol} + Mdq_{oox} = 6221 \text{ mgDQO/ciclo}$$

DQO de entrada

$$DQOe = Q \cdot Sta = 5140 \text{ mgDQO/ciclo}$$

Relação de DQO %

$$\%DQO = (DQOs/DQOe) \cdot 100 = 121\%$$

Balanco de Nitrogênio

Massa de Nitrato no efluente

$$MN_{ne} = Q.N_{ne} = 37 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de nitrato no afluente

$$MN_{na} = Q.N_{na} = 40 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de NTK no efluente

$$MN_{te} = Q.N_{tke} = 41 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de Nitrogênio no lodo

$$MN_l = q.X_v.f_n = 172 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de nitrogênio na saída

$$MN_s = M_{ne} + M_{ntke} + M_{nl} = 250 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de Nitrogênio na entrada

$$M_{Ne} = Q.N_{tka} + M_{Nna} = 229 \text{ mgN/ciclo}$$

Relação de Nitrogênio (%)

$$\%N = (MN_s / M_{Ne}) . 100 = 109\%$$

O mesmo caso ocorreu para o reator B no que diz respeito a DQO de saída ser maior que de entrada devido ao baixo valor de oxigênio devido a nitrificação. Entretanto pode-se notar um melhor valor para os dois balanços devido a uma melhor nitrificação do reator B em relação ao A para a etapa controle.

5.8.2 Etapa teste

Para os balanços de DQO e nitrogênio para a etapa teste, não foi considerado o reciclo, pois assim só teriam valores de entrada e saída, já que o lodo era reciclado.

Considerou-se o aumento do lodo devido ao reciclo e o descarte, para se ter uma idéia das formas de DQO e nitrogênio presentes.

Os dados de entrada para o reator A estão na tabela 5.6

Tabela 5. 6 - Dados de entrada para o balanço de massa do reator A – Etapa teste.

Parâmetros	Dados de entrada	Nomenclatura	unidade
Q	9,5	Vazão afluyente	l/ciclo
q	0,625	Vazão de lodo	l/ciclo
Sta	749	DQO afluyente	mg/l
Ste	60	DQO efluyente	mg/l
fcv	0,97	Razão DQO/SSV	mg DQO/mg SSV
Xv	2845,0	SSV no tanque	mgSSV/l
Ot	18,36	Taxa de Utilização de oxigênio	mgO ₂ /l.h
Vr	15	Volume do reator	l
Nta	33,84	Nitrogênio total afluyente	mgN/l
Ntke	14,12	Nitrogênio total efluyente	mgN/l
Nna	5,38	Nitrato no afluyente	
Nne	4,83	Nitrato no efluyente	mgN/l
fn	0,1	fração de Nitrogênio no lodo	mgN/l

O balanço de DQO e nitrogênio para o reator A foi o seguinte:

Balanço de DQO

Massa de DQO efluyente

$$Md_{qe} = Q \cdot S_{te} = 570 \text{ mgDQO/ciclo}$$

Massa de DQO no lodo

$$Md_{ql} = q \cdot X_v \cdot f_{cv} = 1725 \text{ mgDQO/ciclo}$$

Massa de oxigênio para nitrificação

$$M_{on} = Q \cdot (N_{tka} - N_{tke}) \cdot 4,57 = 856 \text{ mgO}_2/\text{ciclo}$$

Massa de DQO oxidada

$$M_{dqoox} = Q \cdot V_r \cdot 12 \cdot M_{on} = 2449 \text{ mgDQO/ciclo}$$

DQO de saída

$$DQOs = M_{dqoe} + M_{dqol} + M_{dqoox} = 4743 \text{ mgDQO/ciclo}$$

DQO de entrada

$$DQOe = Q \cdot S_{ta} = 7116 \text{ mgDQO/ciclo}$$

Relação de DQO %

$$\%DQO = (DQOs/DQOe) \cdot 100 = 67\%$$

Balanço de Nitrogênio

Massa de Nitrato no efluente

$$M_{Nne} = Q \cdot N_{ne} = 46 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de nitrato no afluente

$$M_{Nna} = Q \cdot N_{na} = 51 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de NTK no efluente

$$M_{Nte} = Q \cdot N_{tke} = 125 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de Nitrogênio no lodo

$$M_{NI} = q \cdot X_v \cdot f_n = 178 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de nitrogênio na saída

$$M_{Ns} = M_{ne} + M_{ntke} + M_{nl} = 349 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de Nitrogênio na entrada

$$M_{Ne} = Q \cdot N_{tka} + M_{Nna} = 373 \text{ mgN/ciclo}$$

Relação de Nitrogênio (%)

$$\%N = (M_{Ns}/M_{Ne}) \cdot 100 = 94\%$$

O balanço de DQO para o reator A da etapa controle apresentou um aumento nas quantidades de entrada e saída devido ao aumento da carga proporcionado pelo retorno do lodo após aplicação do ultra-som. Pode-se notar que houve um desbalanceamento mas, neste caso, a massa de DQO de saída foi menor que a de entrada. Como o aumento da DQO foi absorvido pelo reator, o que resulta numa DQO efluente muito próxima do valor da etapa controle, pode-se inferir que o aumento da DQO de entrada não gerou um aumento proporcional da DQO da biomassa.

O balanço de nitrogênio apresentou uma boa correlação, coincidindo com a melhora na nitrificação no reator A na etapa teste. Nota-se também valores mais altos na entrada e saída devido ao retorno do lodo.

Para o reator B, a tabela 5.7 ilustra os dados de entrada.

Tabela 5. 7 - Dados de entrada para o balanço de massa do reator B – Etapa teste.

Parâmetros	Dados de entrada	Nomenclatura	unidade
Q	9,5	Vazão afluyente	l/ciclo
q	0,935	Vazão de lodo	l/ciclo
Sta	716	DQO afluyente	mg/l
Ste	64	DQO efluente	mg/l
fcv	1,17	Razão DQO/SSV	mg DQO/mg SSV
Xv	2072,0	SSV no tanque	mgSSV/l
Ot	20,01	Taxa de Utilização de oxigênio	mgO ₂ /l.h
Vr	15	Volume do reator	l
Ntka	30,62	Nitrogênio total afluyente	mgN/l
Ntke	2,28	Nitrogênio total efluente	mgN/l
Nna	5,8	Nitrato no afluyente	
Nne	11,8	Nitrato no efluente	mgN/l
fn	0,1	fração de Nitrogênio no lodo	mgN/l

O balanço de DQO e nitrogênio para o reator B foi o seguinte:

Balanço de DQO

Massa de DQO efluente

$$Mdqoe=Q.Ste \quad 608 \text{ mgDQO/ciclo}$$

Massa de DQO no lodo

$$Mdqol=q.Xv.fcv= \quad 2267 \text{ mgDQO/ciclo}$$

Massa de oxigênio para nitrificação

$$Mon=Q.(Ntka-Ntke).4,57= \quad 1230 \text{ mmO}_2/\text{ciclo}$$

Massa de DQO oxidada

$$Mdqoox=Ot.Vr.12-Mon= \quad 2371 \text{ mgDQO/ciclo}$$

DQO de saída

$$DQOs=Mdqoe+Mdqol+Mdqoox= \quad 5246 \text{ mgDQO/ciclo}$$

DQO de entrada

$$DQOe=Q.Sta= \quad 6802 \text{ mgDQO/ciclo}$$

Relação de DQO %

$$\%DQO=(DQOs/DQOe).100 \quad 77\%$$

Balanço de Nitrogênio

Massa de Nitrato no efluente

$$MNne=Q.Nne= \quad 112 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de nitrato no afluente

$$MNna = Q.Nna = \quad 55 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de NTK no efluente

$$MNte=Q.Ntke= \quad 20 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de Nitrogênio no lodo

$$MNI=q.Xv.fn=194 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de nitrogênio na saída

$$MNs=Mne+Mntke+Mnl=325 \text{ mgN/ciclo}$$

Massa de Nitrogênio na entrada

$$MNe=Q.Ntka+MNna=346 \text{ mgN/ciclo}$$

Relação de Nitrogênio (%)

$$\%N=(MNs/MNe).100=94\%$$

O mesmo caso ocorreu para o reator B no que diz respeito ao balanço de DQO. Houve novamente um desbalanceamento devido a uma menor DQO de saída em relação a DQO de entrada, sugerindo mais uma vez que a DQO não foi traduzida em biomassa. Nota-se também valores maiores de DQO na entrada e na saída devido ao retorno do lodo.

No caso do balanço de nitrogênio, o balanço final não sofreu grandes alterações em seu balanço pois o reator B já apresentava uma nitrificação na etapa controle.

6 Conclusões e Recomendações

Os reatores apresentaram uma boa eficiência de remoção de DQO (em torno de 90%) tanto para a etapa controle quanto para a etapa teste. O retorno do lodo lisado não afetou esta eficiência;

Houve um aumento no teor de sólidos suspensos voláteis no afluente e no tanque de aeração dos reatores A e B durante a etapa teste devido ao retorno do lodo lisado;

O reator A apresentou um aumento constante no teor de sólidos suspensos até aproximadamente o 140º ciclo, quando permaneceu praticamente constante. Entretanto este aumento não causou nenhum dano em seu desempenho apesar de não ter havido descarte de lodo durante toda a etapa teste;

O IVL permaneceu em um patamar ótimo durante as duas etapas deste estudo para os dois reatores. Em momento algum houve bulking nos dois reatores;

Embora o reator A operasse com maior idade do lodo (12 dias), foi o reator B (idade do lodo de 8 dias) que apresentou uma melhor nitrificação nas duas etapas do estudo;

A eficiência de remoção de nitrogênio total foi alta tendo em vista um sistema aeróbio, indicando uma possível desnitrificação nos reatores;

Houve um aumento na concentração de DQO, nitrogênio e fósforo no afluente dos dois reatores durante a etapa teste devido ao retorno do lodo lisado.

Entretanto este aumento melhorou a relação DQO/NTK resultando em uma melhor nitrificação nos dois reatores;

A taxa média de consumo de oxigênio foi menor na etapa teste que na etapa controle para os dois reatores, apesar do aumento da carga. O lodo lisado atuou como uma espécie de catalisador acelerando as reações, diminuindo a carga afluente rapidamente com o tempo e assim diminuindo a taxa de consumo de oxigênio ao longo do ciclo;

Os balanços de massa para a DQO na etapa teste sugerem que a DQO não foi transformada em biomassa na mesma proporção que na etapa controle, sugerindo assim uma menor produção de lodo nos reatores, apesar do aumento da carga aplicada.

Deve-se estudar melhor o efeito do ultra-som em relação a concentração da amostra. Deve-se avaliar também outros tipos de desintegradores, maiores, mais econômicos e mais robustos, tais como, moinhos de bolas, homogenizadores a alta pressão, autoclave;

Para melhor avaliação dos resultados recomenda-se o estudo com esgoto real;

Fazer um estudo de viabilidade econômica do ultra-som e de outros tipos de desintegradores;

Estudar mais detalhadamente a menor produção de lodo quando da aplicação da lise, verificar a possível ação do lodo lisado como dissociador do catabolismo/anabolismo;

Medir a atividade enzimática do lodo lisado.

5 Referências Bibliográficas

- ABREU, L. M. (1994). Aspectos Microbiológicos de los Procesos de Nitrificación-Desnitrificación, in: “*III Taller Y Seminario Latino Americano: Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales*”, p.55-64, Montevideu, Uruguai
- ALÉM SOBRINHO, P. (2001). Tratamento de Esgoto e Geração do Lodo. In: *Biossólidos na Agricultura*. Milton tomoyuki Tsutyia, João Baptista Comparini, Pedro Além Sobrinho, Ivanildo Hespanhol, Paulo de Campos Torres de Carvalho, Adolpho José Melphi, Wanderley José de Melo e Marcos Omir Marques (editores). SABESP, São Paulo.
- ANDREOLI, C. V.; PINTO, M. A. T. (2001). Capítulo de Introdução In: *Resíduos Sólidos de Saneamento: Processamento, Reciclagem e Disposição Final*. Cleverson Vitório Andreoli (Coordenador), ABES, Rio de Janeiro.
- APHA (1998). *Standard Methods for the examination of Water and Wastewater*. 20^a ed., Washington, D.C.
- BAIER, U.; SCHMIDHEINY, P. Enhanced Anaerobic Degradation of Mechanically Disintegrated Sludge. *Wat. Sci. Tech.* V. 36, n.11, pp 137-143.
- BAILEY, J. E.; OLLIS, D. F. (1986). *Biochemical Engineering Fundamentals*, McGraw Hill, Singapore.

- BARKER, P. S.; DOLD, P. L. (1995). COD and Nitrogen Mass Balances in Activated Sludge Systems. *Water Research*, v. 29, n. 2, pp 663-643.
- BERLINER, S. (1999).S. *Berliner, III's Ultrasonics homepage*. URL <http://home.att.net/~Berliner-Ultrasonics/uson-3.html>) . 10 de maio de 2002.
- BIEN, J; WOLNY, L. (1997). Changes in some Sewage Sludge Parameters Prepared with an Ultrasonic Field. *Wat. Sci. Tech.* V. 36, n.11, pp 121-128.
- BLUME, T.; MARTÍNEZ, I.; NEIS, U. (2002). Wastewater disinfection using Ultrasound and UV Light. In *Technical University of Hamburg-Harburg Reports on Sanitary Engineering 35: Ultrasound in Environmental Engineering II. Hamburg*. Neis U. (ed). pp 117-128.
- BOMBERG, A; KRAMER, P (1988). *Cell Disintegration by Highly Turbulent Liquid Impingement Jets – An Alternative Mechanical Disruption Procedure*. in: DECHEMA Biotechnology Conferences: Bioreactors, Downstream Processes, Process and Reactor Modeling Bioprocesses, Frankfurt.
- BRANCO, S. M. (1986). *Hidrobiologia Aplicada a Engenharia Sanitária*. CETESB, São Paulo.
- CALLADO, N. H. (2000). *Reatores Seqüenciais em Batelada em Sistemas Anaeróbio/Aeróbio Tratando Esgoto Sanitário Sintético*. Tese (Doutorado) – Escola de engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- CAMPOS, J.R. (1994). *Alternativas para Tratamento de Esgotos - Pré-Tratamento de Águas para Abastecimento*, publicação n. 09, Consórcio Intermunicipal das Bacias dos Rios Piracicaba e Capivari, Americana, SP.
- CASEY, T. G.; WENTZEL, M. C.; LOEWENTHAL, G. A.; EKAMA, G. A.; MARAI, G. v. R. (1992). A Hypothesis for the Cause of Low F/M Filament

- Bulking in Nutrient Removal Activated Sludge Systems. *Water Research*, v. 26, n. 6, pp. 867-869.
- CRITES, R.; TCHBANOGLOUS, G. (2000) *Tratamiento de Aguas Residuales en Pequeñas Poblaciones*. MacGraw-Hill, Bogotá.
- CHEN, G-H.; MO, H-K.; SABY, S.; YIP, W-K.; LIU, Y. (2000). Minimisation of Activated Sludge Production by Chemically Stimulated Energy Spilling. *Wat. Sci. Tech.* v. 42, n. 12, pp. 189-200.
- CHIU, Y-C.; CHANG, C-N.; LIN, J-G.; HUANG, S-J. (1997). Alkaline and Ultrasonic Pretreatment of sludge before anaerobic digestion. *Wat. Sci. Tech.* v. 36, n. 11, pp. 155-162.
- CHU, C. P.; LEE, D. J.; CHANG, B-V.; YOU, C. S.; TAY, J.H. (1999). “Weak” Ultrasonic Pre-treatment on Anaerobic Digestion of Flocculated Activated Biosolids. *Water research*, v. 36, pp. 2681-2688.
- DOHÁNYOS, M; ZÁBRANSKÁ, J; JENICECK, P.; STEPOVÁ, J.; KUTIL, V.; HOREJS, J. (2000). The Intensification of Sludge Digestion by the Disintegration of Activated Sludge and the Thermal Conditioning of Digested Sludge. *Wat. Sci. Tech.* v. 42, n. 9, pp. 57-64.
- DOHÁNYOS, M; ZÁBRANSKÁ, J; PAVEL, J. (1997). Enhancement of Sludge Anaerobic Digestion by Using of a Special Thickening Centrifuge. *Wat. Sci. Tech.* v. 36, n. 11, pp. 145-153.
- DOHÁNYOS, M; ZÁBRANSKÁ, J; PAVEL, J. (1997b). Innovative Technology for the Improvement of the Anaerobic Methane Fermentation. *Wat. Sci. Tech.* 36, v. 6-7, pp. 333-340.

- EIKELBOOM, D. H.(2000). *Process Control of Activated Sludge Plants by microscopic Investigation*. IWA Publishing, Londres.
- ERDINCER, A.; VESILIND, P. A. Effect of Sludge Cell Disruption on Compactibility of Biological Sludges. *Wat. Sci. Tech.*, v. 42, n. 9, pp. 119-126.
- FERNANDES, F. (1997). Biossólidos, Lodos de ETA e o Programa de Pesquisa. Informe Especial, ano 9, n2, mai/jun, p.41, *Revista BIO*, ABES, Rio de Janeiro.
- FERNANDES, F.; SOUZA, S. G. (2001). Estabilização de Lodo de Esgoto. In: *Resíduos Sólidos de Saneamento: Processamento, Reciclagem e Disposição Final*. Cleverson Vitório Andreoli (Coordenador), ABES, Rio de Janeiro.
- FERNANDES.F; LOPES, D. D.; ANDREOLI, C. V.; SILVA, S. M. C. P. (2001). Avaliação de Alternativas e Gerenciamento de Lodo na ETE. In: *Princípio do Tratamento Biológico de Águas Residuárias – Lodos de Esgotos: Tratamento e Disposição Final*. Cleverson Vitório Andreoli, Marcos Von Sperling e Fernando Fernandes (editores). DESA - UFMG, SANEPAR, Belo Horizonte.
- GONCALVES, R. F.; LUDUVICE, M. (2000). Alternativas de Minimização da Produção e Desaguamento de Lodo de Esgoto. In: *Impacto Ambiental do Uso Agrícola do Lodo de Esgoto*. Wagner Bettiol e Otávio A. Camargo (editores). EMBRAPA Meio Ambiente, Jaguariúna.
- HANNELORE, F.; POTTHOFF, A.; FRIEDERICH, E.; HIELSCHER, H. (1999). Improving Settling Properties and Dewaterability of Sewage Sludges by Application of the Ultrasound Technology. In *Technical University of Hamburg-Harburg Reports on Sanitary Engineering 25: Ultrasound in Environmental Engineering*. Hamburg. Tiehm A. & Neis U. (eds). pp 245-255.

- HIGGINS, J. A.; SPRINGER, A. M. (1998). *Reducing excess Biological sludge in the Activated-sludge Process*. (Relatório interno - Miami University).
- JENKINS, D.; RICHARD, M. G. & DAIGGER, G. T. (1993), *Manual on the Causes and Control of Activated Sludge Bulking and Foaming*, 2^ª Ed., Lewis Publishers, Inc, Estados Unidos.
- JETTEN, M. S. M. *et al* (1997). *Novel Principles in the Microbial Conversion of Nitrogen Compounds*, Antonie van Leeuwenhoek, 71, p.75-93
- LAWSON, B. S. (1993). *Study of the Effects of Primary Sludge Disintegration on the Performance of an Anaerobic Sludge Digester*. Master Thesis, Miami University, Oxford.
- LEHNE, G.; MULLER, A. (1991). The influence of the Energy Consumption on the Sewage sludge Disintegration In *Technical University of Hamburg-Harburg Reports on Sanitary Engineering 25: Ultrasound in Environmental Engineering. Hamburg*. Tiehm A. & Neis U. (eds). pp 205-215.
- LEHNE, G.; MULLER, A.; SHWEDES, J.(1999). *Mechanical Disintegration and Anaerobic Digestion of Sewage Sludge*. In: IAWQ Conference on Disposal and Utilization of Sewage Sludge, Athens, Greece.
- LIN, J-G; MA, Y-S; HUANG, C-C. (1998). Alkaline Hydrolysis of the Sludge Generated From a High-Strength, Nitrogenous-Wastewater Biological Treatment Process. *Bioresource Technology*, 65, pp 35-42.
- LIU, Y., TAY, J-H. (2001). Strategy for minimization of excess sludge production from the activated sludge process. *Biotechnology Advances* **19**(2), pp. 97-107.
- LUDUVICE, M. (1998). Gestão de Biossólidos e o Mercosul, in: *I Seminário sobre gerenciamento de Biossólidos do Mercosul*. SANEPAR/ABES, Curitiba.

- MASON, T. J. (1999). Ultrasound in environmental protection – an overview. *In: Technical University of Hamburg-Harburg Reports on Sanitary Engineering 25: Ultrasound in Environmental Engineering*. Tiehm A. & Neis U. (ee.). Hamburg. pp 1-10.
- MATTHEWS, P.J. (1992). Sewage Sludge Disposal in the UK: A new Challenge for the Next Twenty Years . *Journal of the Institution of Water Environmental Management*, v.6, pp 551-559, out.
- MAYHEW, M.; STEPHENSON, T. (1998). Biomass Yield Reduction: Is Biochemical Manipulation Possible Without Affecting Activated Sludge Process Efficiency? *Wat. Sci. Tech.* v. 38, n. 8-9, pp. 137-144.
- MENDONÇA, S.R. (1993). Tratamento de lodos, in: *Curso sobre projeto de estação de tratamento de esgotos*, Brasília, 22 a 26 mar.
- MENDONÇA, L. C.; OLIVEIRA, A. L.; GIANOTTI, E. P.; CAMPOS, J. R.; BLUNDI, C. E.†.(2001). Caracterização Microbiológica de um Sistema de Remoção de Nitrogênio em Batelada. In: 21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, João Pessoa.
- METCALF & EDDY (1991). *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse*, 3ª edição, McGraw-Hill, 1334p., Nova York, Estados Unidos
- MIKI, M. K.; ANDRIGUETI, E. J.; ALÉM SOBRINHO, P.(2001). Tratamento da Fase Sólida em Estações de Tratamento de Esgotos. In: *Biossólidos na Agricultura*. Milton Tomoyuki Tsutiya, João Baptista Comparini, Pedro Além Sobrinho, Ivanildo Hespanhol, Paulo de Campos Torres de Carvalho, Adolpho José Melphi, Wanderley José de Melo e Marcos Omir Marques (editores). SABESP, São Paulo.

- MULLER, J. (1998). *Sewage Sludge Disintegration – Research and Application*, Newsletter IAWQ Specialist Group on Sludge Management, Out 1998, pp 9-11.
- MULLER, J. (2000). Disintegration as a key-step in sewage sludge minimization. *Wat. Sci. Tech.* v. 41, n.8, pp. 123-130.
- MULLER, J. (2001). Prospects and Problems of Sludge Pre-treatment Processes. *Wat. Sci. Tech.*, 44, v. 10, pp. 121-128.
- MULLER, J.; LEHNE, G.; PIEPER, P.; DICHTL, N. (2000). *Mechanical Disintegration of Sewage Sludge*. 1st World Congress of the International Water Association, Paris.
- MULLER, J.; LEHNE, G.; SCHWEDES, J.; BATTENBERG, S.; NAVEKE, R.; KOPP, J.; DICHTL, N.; SCHEMINSKI, A.; KRULL, R.; HEMPEL, D.C. (1998) Disintegration of Sewage Sludge and Influence on Anaerobic Digestion. *Wat. Sci. Tech.*, v. 38, n. 8-9, pp. 425-433.
- NEIS, U.(2000). Ultrasound in Water, Wastewater and Sludge Treatment. *Water* 21, April, pp. 36-39.
- NEIS, U.; TIEHM A. (1999). Ultrasound in Wastewater Treatment. In *Technical University of Hamburg-Harburg Reports on Sanitary Engineering 25: Ultrasound in Environmental Engineering*. Tiehm A. & Neis U. (ee). Hamburg. pp 39-61.
- NICKEL, K. (1999). Improving Anaerobic Degradation by Ultrasonic Disintegration of Sewage Sludge. In: *Technical University of Hamburg-Harburg Reports on Sanitary Engineering 25: Ultrasound in Environmental Engineering*. Tiehm A. & Neis U. (ee), Hamburg, pp 217-232.

- NOLASCO, M. A. (1998). *Redução da Produção de lodo no tratamento aeróbio de efluentes da indústria de celulose e papel*. São Carlos. 170 pp. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- NOLASCO, M. A.; CAMPOS, A. L. O.; SPRINGER, A. M.; PIRES, E. C.(2001). *Use of Lysis and Recycle to Control Excess Sludge Production in Activated Sludge Treatment: Bench Scale study and effect of Chlorinated Organic Compounds*. In: IWA Specialized Conference on Sludge Management: Regulation, Treatment, Utilization and Disposal. Acapulco, México.
- OLIVEIRA, A. L. (2001). *Influência do Tipo de Matéria Orgânica no Processo de Desnitrificação em Reatores seqüenciais em Batelada*. Dissertação (Mestrado) – Escola de engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- PÉTRIER, C.; JIANG, A.; LAMY, M-F. (1999). Aromatics and Chloroaromatics Sonochemical Degradation: Yields and By-products. In: *Technical University of Hamburg-Harburg Reports on Sanitary Engineering 25: Ultrasound in Environmental Engineering*. Tiehm A. & Neis U. (ee). Hamburg. pp 23-37.
- PHULL, S. S.; NEWMAN, A. P.; LORIMER, J. P.; POLLET, B.; MASON, J. T. (1997). The Development and Evaluation of Ultrasound in the Biocidal Treatment. *Ultrasonics Sonochemistry*, **4**, pp 157-164.
- PHULL, S. S.; STERNAGEL, M.; LORIMER, J. P.; POLLET, B.; MASON, J. T. (1999). The Use of Ultrasound for remediation of biological Decontamination in Water. In: *Technical University of Hamburg-Harburg Reports on Sanitary Engineering 25: Ultrasound in Environmental Engineering*. Tiehm A. & Neis U. (ee). Hamburg. pp 181-188.

- PORTENLÄNGER, T. (1999). Mechanical and Radical Effects of Ultrasound. In: *Technical University of Hamburg-Harburg Reports on Sanitary Engineering 25: Ultrasound in Environmental Engineering*. Tiehm A. & Neis U. (ee). Hamburg. pp 11-22.
- PUHLER, A; STADLER, P. (1993). *Mechanical Methods of Cell Disruption*. In: *Biotechnology: A Multi Volume Comprehensive Treatise*, New York.
- ROGALLA, F. (1998). Produção, Caracterização e Processamento de Biossólidos. in: *I Seminário sobre gerenciamento de Biossólidos do Mercosul*. SANEPAR/ABES, Curitiba.
- ROJAS, J. A. R. (2000). *Tratamiento de Aguas Residuales: Teoría y Principios de Diseño*. Escuela Colombiana de Ingeniería, Bogotá.
- SANTOS, H.F; TSUTYIA, M.T (1997). Aproveitamento e disposição Final do Lodo de Estações de Tratamento do Estado de São Paulo. *Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 2, n 2, abr/jun, pp. 70-81, ABES, Rio de Janeiro.
- SCHMIDT, E. L. & BELSER, L. W. (1984), *Nitrifying Bacteria*, in: “*Methods of Soil Analysis – Chemical and Microbiological Properties*”, Number 9, Part 2, 2^ª Ed., p.1027-1042, Wisconsin, Estados Unidos
- SCHMITZ, U.; BERGER, C. R.; ORTH, H. Protein Analysis as a Simple Method for the Quantitative Assessment of Sewage Sludge Disintegration. *Water Research*, v.34, n. 14, pp. 3682-3685.
- SHIMIZU, T; KUDO, K; YOSHIKAZU, N. (1993). Anaerobic Waste-activated sludge digestion – A Bioconversion Mechanism and Kinetic Model. *Biotechnology and Bioengineering*, v. 41, pp. 1082 – 1091.

- SPERANDIO, M.; PAUL, E. Estimation of Wastewater Biodegrade COD Fractions by Combining Respirometric Experiments in Various So/Xo Ratios. *Water Research*, v. 34, n. 4, pp. 1233-1246.
- SPRINGER, A. M.; DIETRICH-VELAZQUEZ, G.; HIGBY, C. M.; DIGIACOMO, D. (1996). Feasibility Study of Sludge Lysis and Recycle in the activated-sludge Process. *TAPPI Journal*, 79 (5), pp.162-170.
- TIEHM, A; NICKEL, K; NEIS, U.(1997). The Use of Ultrasound to Accelerate the Anaerobic Digestion of Sewage Sludge. *Wat. Sci. Tech.*. v. 36, n. 11, pp. 121-128.
- TORRES, P. (1992). *Desempenho de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) de bancada no tratamento de substrato sintético simulando esgoto sanitário sob diferentes condições de operação*. São Carlos. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- VAN HAANDEL, A; GUIMARÃES, P.(2000). Modelamento do Tratamento Anaeróbio-Aeróbio Usando-se o Reator UASB e lodos Ativados em Bateladas Sequenciais. *Pós-tratamento de Efluentes Anaeróbios: Coletânea de Trabalhos*. Carlos Augusto Lemos Chernicharo – Coordenador. Projeto PROSAB, Belo Horizonte.
- VAN HAANDEL, A; MARAIS, G. (1999). *O Comportamento do Sistema de Lodo Ativado*. Epgraf, Campina Grande.
- VAZOLLER, R. F. (1989), *Microbiologia de Lodos Ativados*, Série Manuais, Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, São Paulo.

- VON SPERLING, M. (1996). *Princípio do Tratamento Biológico de Águas Residuárias. Vol. 1. Introdução à Qualidade das Águas e ao Tratamento de Esgotos*. DESA, UFMG, Belo Horizonte.
- VON SPERLING, M. (1997). *Princípio do Tratamento Biológico de Águas Residuárias – Lodos Ativados*. DESA, UFMG, Belo Horizonte.
- WEF (1996). *Operation of Municipal Wastewater Treatment Plants*. Water Environment Federation, Alexandria.
- YASUI, H.; SHIBATA, M. (1994). An Innovative Approach to Reduce Excess Sludge Production in the Activated Sludge Process. *Wat.Sci. Tech.* v. 30, n. 9, pp 11-20.

ANEXO

ANÁLISE DE DQO - ETAPA CONTROLE

	BRUTA							
Tempo	Afluente A	Afluente A	Afluente B	Afluente B	Efluente A	Efluente A	Efluente B	Efluente B
0	641	608	586	523	23	36	34	45
16	559	619	527	556	30	25	43	56
28	537	542	505	506	45	46	51	47
38	492	463	638	583	50	55	84	56
42	563	548	535	555	51	50	50	53
52	565	545	513	516	41	44	50	42
56	558	560	494	510	51	51	54	55
68	583	579	702	667		64	82	72
72	607	541	626	581	47	46	54	71
96	644	721	694	690	58	47	79	76
106	785		480		66		105	
122	476		519		67		81	
138	591		486		49		73	
152	560		563		75		60	
166	503		444		54		102	
180	534		408		24		20	
média	575	573	545	569	49	46	64	57
Desvio	75	67	79	64	14	10	22	12

ANÁLISE DE DQO - ETAPA CONTROLE - Cont.

FILTRADA								
Tempo	Afluente A	Afluente A	Afluente B	Afluente B	Efluente A	Efluente A	Efluente B	Efluente B
0	423	430	399	379	25	24	30	34
16	361	359	378	384	17		10	11
28	453	432	365	384	18	17	16	19
38	377	396	505	510	39	45	38	42
42	426	405	418	458	28	37	22	15
52	421	510	369	363	16	23	16	14
56	434	473	399	364	15	18	16	
68	463	480	471		20	35	19	19
72	507	474	462	416	35	22	44	22
96	513	414	409	423	32	41	22	27
106	564		345		46		41	
122	408		389		15		19	
138	464		403		29		40	
152	518		500		60		58	
166	405		372		48		47	
180	413		322		20		20	
média	447	437	407	409	29	29	29	23
Desvio	56	46	50	49	14	11	14	10

ANALISE DE DQO - ETAPA TESTE

	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1	0,165	444	472
	Entrada A	2	0,186	500	
	Entrada B	3	0,199	535	560
	Entrada B	4	0,217	584	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,198	533	514
	Entrada A	6	0,184	495	
	Entrada B	7	0,228	614	600
	Entrada B	8	0,218	587	
Filtrado sem lise	Entrada A	9	0,108	290	279
	Entrada A	10	0,1	268	
	Entrada B	11	0,124	333	307
	Entrada B	12	0,105	282	
Filtrado com lise	Entrada A	13	0,096	257	237
	Entrada A	14	0,081	217	
	Entrada B	15	0,121	325	274
	Entrada B	16	0,083	222	
Bruto	Saída A	17	0,017	44	48
	Saída A	18	0,02	52	
	Saída B	19	0,019	50	36
	Saída B	20	0,009	23	
Filtrado	Saída A	21	0,008	20	19
	Saída A	22	0,007	17	
	Saída B	23	0,005	12	16
	Saída B	24	0,008	20	
	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1	0,197	530	543
	Entrada A	2	0,207	557	
	Entrada B	3	0,224	603	529
	Entrada B	4	0,169	454	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,232	624	670
	Entrada A	6	0,266	716	
	Entrada B	7	0,206	554	554
	Entrada B	8	0,206	554	
Filtrado sem lise	Entrada A	9	0,113	303	329
	Entrada A	10	0,132	355	
	Entrada B	11	0,119	319	310
	Entrada B	12	0,112	301	
Filtrado com lise	Entrada A	13	0,12	322	338
	Entrada A	14	0,132	355	
	Entrada B	15	0,13	349	333
	Entrada B	16	0,118	317	
Bruto	Saída A	17	0,021	55	54
	Saída A	18	0,02	52	
	Saída B	19	0,015	39	44
	Saída B	20	0,019	50	
Filtrado	Saída A	21	0,015	39	23
	Saída A	22	0,003	7	
	Saída B	23	0,009	23	20
	Saída B	24	0,007	17	

Data: 27/11/01

Ciclo 1

Data: 27/11/01

Ciclo 2

ANALISE DE DQO - ETAPA TESTE - Cont.

	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1	0,259	697	689
	Entrada A	2	0,253	681	
	Entrada B	3	0,187	503	508
	Entrada B	4	0,191	514	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,302	813	767
	Entrada A	6	0,268	721	
	Entrada B	7	0,25	673	670
	Entrada B	8	0,248	667	
Filtrado sem lise	Entrada A	9	0,141	379	376
	Entrada A	10	0,139	373	
	Entrada B	11	0,104	279	288
	Entrada B	12	0,111	298	
Filtrado com lise	Entrada A	13	0,141	379	388
	Entrada A	14	0,148	398	
	Entrada B	15	0,127	341	319
	Entrada B	16	0,111	298	
Bruto	Saída A	17	0,031	82	79
	Saída A	18	0,029	77	
	Saída B	19	0,023	60	66
	Saída B	20	0,027	71	
Filtrado	Saída A	21	0,024	63	46
	Saída A	22	0,011	28	
	Saída B	23	0,013	34	34
	Saída B	24	0,013	34	

Data: 28/11/01

Ciclo 3

	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1	0,262	705	701
	Entrada A	2	0,259	697	
	Entrada B	3	0,206	554	561
	Entrada B	4	0,211	568	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,308	829	840
	Entrada A	6	0,316	851	
	Entrada B	7	0,278	748	778
	Entrada B	8	0,3	808	
Filtrado sem lise	Entrada A	9	0,158	425	430
	Entrada A	10	0,162	435	
	Entrada B	11	0,13	349	350
	Entrada B	12	0,131	352	
Filtrado com lise	Entrada A	13	0,136	365	377
	Entrada A	14	0,145	390	
	Entrada B	15	0,128	344	337
	Entrada B	16	0,123	330	
Bruto	Saída A	17	0,018	47	48
	Saída A	18	0,019	50	
	Saída B	19	0,012	31	29
	Saída B	20	0,011	28	
Filtrado	Saída A	21	0,015	39	46
	Saída A	22	0,02	52	
	Saída B	23	0,022	58	51
	Saída B	24	0,017	44	

Data: 01/12/01

Ciclo 8

ANALISE DE DQO - ETAPA TESTE - Cont.

	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1	0,259	697	689
	Entrada A	2	0,253	681	
	Entrada B	3	0,187	503	508
	Entrada B	4	0,191	514	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,302	813	767
	Entrada A	6	0,268	721	
	Entrada B	7	0,25	673	670
	Entrada B	8	0,248	667	
Filtrado sem lise	Entrada A	9	0,141	379	376
	Entrada A	10	0,139	373	
	Entrada B	11	0,104	279	288
	Entrada B	12	0,111	298	
Filtrado com lise	Entrada A	13	0,141	379	388
	Entrada A	14	0,148	398	
	Entrada B	15	0,127	341	319
	Entrada B	16	0,111	298	
Bruto	Saída A	17	0,031	82	79
	Saída A	18	0,029	77	
	Saída B	19	0,023	60	66
	Saída B	20	0,027	71	
Filtrado	Saída A	21	0,024	63	46
	Saída A	22	0,011	28	
	Saída B	23	0,013	34	34
	Saída B	24	0,013	34	

Data: 04/12/01

Ciclo 14

	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1	0,262	705	701
	Entrada A	2	0,259	697	
	Entrada B	3	0,206	554	561
	Entrada B	4	0,211	568	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,308	829	840
	Entrada A	6	0,316	851	
	Entrada B	7	0,278	748	778
	Entrada B	8	0,3	808	
Filtrado sem lise	Entrada A	9	0,158	425	430
	Entrada A	10	0,162	435	
	Entrada B	11	0,13	349	350
	Entrada B	12	0,131	352	
Filtrado com lise	Entrada A	13	0,136	365	377
	Entrada A	14	0,145	390	
	Entrada B	15	0,128	344	337
	Entrada B	16	0,123	330	
Bruto	Saída A	17	0,018	47	48
	Saída A	18	0,019	50	
	Saída B	19	0,012	31	29
	Saída B	20	0,011	28	
Filtrado	Saída A	21	0,015	39	46
	Saída A	22	0,02	52	
	Saída B	23	0,022	58	51
	Saída B	24	0,017	44	

Data: 09/12/01

Ciclo 24

ANALISE DE DQO - ETAPA TESTE - Cont.

	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1	0,265	713	701
	Entrada A	2	0,256	689	
	Entrada B	3	0,215	578	554
	Entrada B	4	0,197	530	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,28	754	836
	Entrada A	6	0,341	918	
	Entrada B	7	0,251	676	731
	Entrada B	8	0,292	786	
Filtrado sem lise	Entrada A	9	0,146	392	392
	Entrada A	10	0,146	392	
	Entrada B	11	0,121	325	336
	Entrada B	12	0,129	346	
Filtrado com lise	Entrada A	13	0,115	309	303
	Entrada A	14	0,111	298	
	Entrada B	15	0,113	303	313
	Entrada B	16	0,12	322	
Bruto	Saída A	17	0,011	28	28
	Saída A	18	0,011	28	
	Saída B	19	0,023	60	66
	Saída B	20	0,027	71	
Filtrado	Saída A	21	0,011	28	28
	Saída A	22	0,011	28	
	Saída B	23	0,007	17	16
	Saída B	24	0,006	15	
	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1	0,180	451	456
	Entrada A	2	0,184	461	
	Entrada B	3	0,227	569	581
	Entrada B	4	0,236	592	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,269	675	660
	Entrada A	6	0,257	645	
	Entrada B	7	0,294	738	732
	Entrada B	8	0,289	726	
Filtrado sem lise	Entrada A	9	0,128	320	318
	Entrada A	10	0,126	315	
	Entrada B	11	0,164	411	389
	Entrada B	12	0,147	368	
Filtrado com lise	Entrada A	13	0,097	242	247
	Entrada A	14	0,101	252	
	Entrada B	15	0,140	350	349
	Entrada B	16	0,139	348	
Bruto	Saída A	17	0,022	53	53
	Saída A	18	0,022	53	
	Saída B	19	0,041	101	96
	Saída B	20	0,037	91	
Filtrado	Saída A	21	0,011	25	24
	Saída A	22	0,010	23	
	Saída B	23	0,007	15	22
	Saída B	24	0,012	28	

Data: 12/12/01

Ciclo 30

Data: 15/12/01

Ciclo 36

ANALISE DE DQO - ETAPA TESTE - Cont.

	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1	0,189	474	445
	Entrada A	2	0,166	416	
	Entrada B	3	0,241	605	607
	Entrada B	4	0,243	610	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,268	673	685
	Entrada A	6	0,278	698	
	Entrada B	7	0,291	731	756
	Entrada B	8	0,311	781	
Filtrado sem lise	Entrada A	9	0,119	297	305
	Entrada A	10	0,125	313	
	Entrada B	11	0,135	338	309
	Entrada B	12	0,112	280	
Filtrado com lise	Entrada A	13	0,131	328	329
	Entrada A	14	0,132	330	
	Entrada B	15	0,142	355	354
	Entrada B	16	0,141	353	
Bruto	Saída A	17	0,025	61	63
	Saída A	18	0,027	66	
	Saída B	19	0,022	53	57
	Saída B	20	0,025	61	
Filtrado	Saída A	21	0,024	58	54
	Saída A	22	0,021	51	
	Saída B	23	0,015	36	36
	Saída B	24	0,015	36	
	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1	0,194	486	544
	Entrada A	2	0,240	602	
	Entrada B	3	0,199	499	456
	Entrada B	4	0,165	413	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,256	643	622
	Entrada A	6	0,240	602	
	Entrada B	7	0,246	617	614
	Entrada B	8	0,243	610	
Filtrado sem lise	Entrada A	9	0,130	325	354
	Entrada A	10	0,153	383	
	Entrada B	11	0,110	275	260
	Entrada B	12	0,098	245	
Filtrado com lise	Entrada A	13	0,171	428	428
	Entrada A	14	0,171	428	
	Entrada B	15	0,119	297	309
	Entrada B	16	0,128	320	
Bruto	Saída A	17	0,014	33	54
	Saída A	18	0,031	76	
	Saída B	19	0,036	88	80
	Saída B	20	0,029	71	
Filtrado	Saída A	21	0,008	18	18
	Saída A	22	0,008	18	
	Saída B	23	0,008	18	18
	Saída B	24	0,008	18	

Data: 17/12/01

Ciclo 40

Data: 19/12/01

Ciclo 44

ANALISE DE DQO - ETAPA TESTE - Cont.

	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1	0,220	552	562
	Entrada A	2	0,228	572	
	Entrada B	3	0,240	602	602
	Entrada B	4	0,240	602	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,298	748	779
	Entrada A	6	0,322	809	
	Entrada B	7	0,289	726	740
	Entrada B	8	0,300	753	
Filtrado sem lise	Entrada A	9	0,127	318	325
	Entrada A	10	0,133	333	
	Entrada B	11	0,144	360	358
	Entrada B	12	0,142	355	
Filtrado com lise	Entrada A	13	0,142	355	354
	Entrada A	14	0,141	353	
	Entrada B	15	0,160	401	405
	Entrada B	16	0,163	408	
Bruto	Saída A	17	0,039	96	85
	Saída A	18	0,030	73	
	Saída B	19	0,035	86	85
	Saída B	20	0,034	83	
Filtrado	Saída A	21	0,011	25	23
	Saída A	22	0,009	20	
	Saída B	23	0,012	28	28
	Saída B	24	0,012	28	
	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1	0,213	534	534
	Entrada A	2	0,213	534	
	Entrada B	3	0,234	587	559
	Entrada B	4	0,212	532	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,246	617	605
	Entrada A	6	0,236	592	
	Entrada B	7	0,288	723	669
	Entrada B	8	0,245	615	
Filtrado sem lise	Entrada A	9	0,118	295	262
	Entrada A	10	0,092	229	
	Entrada B	11	0,141	353	335
	Entrada B	12	0,127	318	
Filtrado com lise	Entrada A	13	0,120	300	301
	Entrada A	14	0,121	303	
	Entrada B	15	0,142	355	360
	Entrada B	16	0,146	365	
Bruto	Saída A	17	0,023	56	77
	Saída A	18	0,040	98	
	Saída B	19	0,035	86	96
	Saída B	20	0,043	106	
Filtrado	Saída A	21	0,022	53	49
	Saída A	22	0,019	46	
	Saída B	23	0,013	30	32
	Saída B	24	0,014	33	

Data: 28/12/01

Ciclo 62

Data: 30/12/01

Ciclo 66

ANALISE DE DQO - ETAPA TESTE - Cont.

	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1	0,221	554	534
	Entrada A	2	0,205	514	
	Entrada B	3	0,165	413	427
	Entrada B	4	0,176	441	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,250	627	651
	Entrada A	6	0,269	675	
	Entrada B	7	0,235	590	590
	Entrada B	8	0,235	590	
Filtrado sem lise	Entrada A	9	0,125	313	297
	Entrada A	10	0,113	282	
	Entrada B	11	0,118	295	274
	Entrada B	12	0,101	252	
Filtrado com lise	Entrada A	13	0,128	320	325
	Entrada A	14	0,132	330	
	Entrada B	15	0,106	265	274
	Entrada B	16	0,113	282	
Bruto	Saída A	17	0,031	76	107
	Saída A	18	0,056	139	
	Saída B	19	0,038	93	86
	Saída B	20	0,032	78	
Filtrado	Saída A	21	0,019	46	38
	Saída A	22	0,013	30	
	Saída B	23	0,019	46	42
	Saída B	24	0,016	38	
	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1	0,224	562	558
	Entrada A	2	0,221	554	
	Entrada B	3	0,203	509	524
	Entrada B	4	0,215	539	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,297	746	756
	Entrada A	6	0,305	766	
	Entrada B	7	0,273	685	639
	Entrada B	8	0,236	592	
Filtrado sem lise	Entrada A	9	0,147	368	374
	Entrada A	10	0,152	381	
	Entrada B	11	0,129	323	321
	Entrada B	12	0,128	320	
Filtrado com lise	Entrada A	13	0,141	353	358
	Entrada A	14	0,145	363	
	Entrada B	15	0,133	333	323
	Entrada B	16	0,125	313	
Bruto	Saída A	17	0,023	56	59
	Saída A	18	0,026	63	
	Saída B	19	0,037	91	96
	Saída B	20	0,041	101	
Filtrado	Saída A	21	0,014	33	33
	Saída A	22	0,014	33	
	Saída B	23	0,014	33	27
	Saída B	24	0,009	20	

Data: 03/01/02

Ciclo 74

Data: 07/01/02

Ciclo 82

ANALISE DE DQO - ETAPA TESTE - Cont.

	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1	0,192	481	498
	Entrada A	2	0,205	514	
	Entrada B	3	0,238	597	596
	Entrada B	4	0,237	595	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,240	602	639
	Entrada A	6	0,269	675	
	Entrada B	7	0,324	814	805
	Entrada B	8	0,317	796	
Filtrado sem lise	Entrada A	9	0,125	313	314
	Entrada A	10	0,126	315	
	Entrada B	11	0,150	376	359
	Entrada B	12	0,137	343	
Filtrado com lise	Entrada A	13	0,159	398	382
	Entrada A	14	0,146	365	
	Entrada B	15	0,176	441	450
	Entrada B	16	0,183	459	
Bruto	Saída A	17	0,022	53	59
	Saída A	18	0,027	66	
	Saída B	19	0,028	68	59
	Saída B	20	0,021	51	
Filtrado	Saída A	21	0,014	33	28
	Saída A	22	0,010	23	
	Saída B	23	0,011	25	30
	Saída B	24	0,015	36	
	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1	0,244	612	637
	Entrada A	2	0,264	663	
	Entrada B	3	0,176	441	431
	Entrada B	4	0,168	421	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,326	819	805
	Entrada A	6	0,315	791	
	Entrada B	7	0,234	587	586
	Entrada B	8	0,233	585	
Filtrado sem lise	Entrada A	9	0,145	363	383
	Entrada A	10	0,161	403	
	Entrada B	11	0,113	282	285
	Entrada B	12	0,115	287	
Filtrado com lise	Entrada A	13	0,160	401	405
	Entrada A	14	0,163	408	
	Entrada B	15	0,151	378	354
	Entrada B	16	0,132	330	
Bruto	Saída A	17	0,020	48	48
	Saída A	18	0,020	48	
	Saída B	19	0,025	61	62
	Saída B	20	0,026	63	
Filtrado	Saída A	21	0,006	13	14
	Saída A	22	0,007	15	
	Saída B	23	0,013	30	25
	Saída B	24	0,009	20	

Data: 11/01/02

Ciclo 90

Data: 14/01/02

Ciclo 96

ANALISE DE DQO - ETAPA TESTE - Cont.

	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1	0,163	408	389
	Entrada A	2	0,148	371	
	Entrada B	3	0,165	413	455
	Entrada B	4	0,198	496	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,257	645	678
	Entrada A	6	0,283	711	
	Entrada B	7	0,266	668	601
	Entrada B	8	0,213	534	
Filtrado sem lise	Entrada A	9	0,106	265	245
	Entrada A	10	0,090	224	
	Entrada B	11	0,123	308	294
	Entrada B	12	0,112	280	
Filtrado com lise	Entrada A	13	0,124	310	297
	Entrada A	14	0,114	285	
	Entrada B	15	0,137	343	296
	Entrada B	16	0,100	250	
Bruto	Saída A	17	0,013	30	57
	Saída A	18	0,034	83	
	Saída B	19	0,028	68	68
	Saída B	20	0,028	68	
Filtrado	Saída A	21	0,014	33	33
	Saída A	22	0,014	33	
	Saída B	23	0,025	61	57
	Saída B	24	0,022	53	
	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1	0,200	501	523
	Entrada A	2	0,217	544	
	Entrada B	3	0,235	590	651
	Entrada B	4	0,284	713	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,316	794	804
	Entrada A	6	0,324	814	
	Entrada B	7	0,284	713	795
	Entrada B	8	0,349	877	
Filtrado sem lise	Entrada A	9	0,137	343	347
	Entrada A	10	0,140	350	
	Entrada B	11	0,141	353	364
	Entrada B	12	0,150	376	
Filtrado com lise	Entrada A	13	0,144	360	365
	Entrada A	14	0,148	371	
	Entrada B	15	0,166	416	413
	Entrada B	16	0,164	411	
Bruto	Saída A	17	0,019	46	46
	Saída A	18	0,019	46	
	Saída B	19	0,023	56	54
	Saída B	20	0,022	53	
Filtrado	Saída A	21	0,013	30	32
	Saída A	22	0,014	33	
	Saída B	23	0,014	33	33
	Saída B	24	0,014	33	

Data: 21/01/02

Ciclo 110

Data: 24/01/02

Ciclo 116

ANALISE DE DQO - ETAPA TESTE - Cont.

	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1	0,220	552	562
	Entrada A	2	0,228	572	
	Entrada B	3	0,240	602	602
	Entrada B	4	0,240	602	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,298	748	779
	Entrada A	6	0,322	809	
	Entrada B	7	0,289	726	740
	Entrada B	8	0,300	753	
Filtrado sem lise	Entrada A	9	0,127	318	325
	Entrada A	10	0,133	333	
	Entrada B	11	0,144	360	358
	Entrada B	12	0,142	355	
Filtrado com lise	Entrada A	13	0,142	355	354
	Entrada A	14	0,141	353	
	Entrada B	15	0,160	401	405
	Entrada B	16	0,163	408	
Bruto	Saída A	17	0,039	96	85
	Saída A	18	0,030	73	
	Saída B	19	0,035	86	85
	Saída B	20	0,034	83	
Filtrado	Saída A	21	0,011	25	23
	Saída A	22	0,009	20	
	Saída B	23	0,012	28	28
	Saída B	24	0,012	28	
	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1		596	600
	Entrada A	2		604	
	Entrada B	3		663	667
	Entrada B	4		670	
Bruto com lise	Entrada A	5		800	779
	Entrada A	6		758	
	Entrada B	7	0,341	857	848
	Entrada B	8	0,334	839	
Filtrado sem lise	Entrada A	9		439	464
	Entrada A	10		489	
	Entrada B	11		476	478
	Entrada B	12		479	
Filtrado com lise	Entrada A	13		474	477
	Entrada A	14		480	
	Entrada B	15		512	511
	Entrada B	16		510	
Bruto	Saída A	17		77	79
	Saída A	18		81	
	Saída B	19		67	67
	Saída B	20		67	
Filtrado	Saída A	21		28	28
	Saída A	22		28	
	Saída B	23		23	23
	Saída B	24		23	

Data: 28/01/02

Ciclo 124

Data: 04/02/02

Ciclo 138

ANALISE DE DQO - ETAPA TESTE - Cont.

	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1		748	780
	Entrada A	2	0,323	811	
	Entrada B	3		640	687
	Entrada B	4		734	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,390	980	988
	Entrada A	6	0,396	995	
	Entrada B	7	0,367	922	916
	Entrada B	8	0,362	910	
Filtrado sem lise	Entrada A	9		573	568
	Entrada A	10		563	
	Entrada B	11		483	485
	Entrada B	12		487	
Filtrado com lise	Entrada A	13		520	538
	Entrada A	14		555	
	Entrada B	15		518	518
	Entrada B	16		518	
Bruto	Saída A	17		39	47
	Saída A	18		54	
	Saída B	19		35	45
	Saída B	20		55	
Filtrado	Saída A	21		28	34
	Saída A	22		39	
	Saída B	23		30	32
	Saída B	24		34	
	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1		604	608
	Entrada A	2	0,323	612	
	Entrada B	3		618	591
	Entrada B	4		563	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,349	877	872
	Entrada A	6	0,345	867	
	Entrada B	7	0,347	872	845
	Entrada B	8	0,326	819	
Filtrado sem lise	Entrada A	9		453	456
	Entrada A	10		458	
	Entrada B	11		432	418
	Entrada B	12		403	
Filtrado com lise	Entrada A	13		432	432
	Entrada A	14		432	
	Entrada B	15		424	430
	Entrada B	16		436	
Bruto	Saída A	17		40	39
	Saída A	18		38	
	Saída B	19		66	63
	Saída B	20		59	
Filtrado	Saída A	21		27	22
	Saída A	22		17	
	Saída B	23		18	21
	Saída B	24		23	

Data: 06/02/02

Ciclo 142

Data: 18/02/02

Ciclo 166

ANALISE DE DQO - ETAPA TESTE - Cont.

	Amostra	Frasco	Leitura	DQO	Média
Bruto sem lise	Entrada A	1		489	511
	Entrada A	2		533	
	Entrada B	3		569	557
	Entrada B	4		545	
Bruto com lise	Entrada A	5	0,342	859	883
	Entrada A	6	0,361	907	
	Entrada B	7	0,284	713	811
	Entrada B	8	0,362	910	
Filtrado sem lise	Entrada A	9		296	298
	Entrada A	10		300	
	Entrada B	11		329	334
	Entrada B	12		338	
Filtrado com lise	Entrada A	13		323	317
	Entrada A	14		310	
	Entrada B	15		359	362
	Entrada B	16		364	
Bruto	Saída A	17		36	40
	Saída A	18		43	
	Saída B	19		56	45
	Saída B	20		33	
Filtrado	Saída A	21		24	26
	Saída A	22		27	
	Saída B	23		22	21
	Saída B	24		20	

Data: 20/02/02

Ciclo 170

ANÁLISE DE DQO - ETAPA TESTE - RESUMO

														Relação filt/total			
		Bruto sem lise		Bruto com lise		Filtrado sem lise		Filtrado com lise		Bruto		Filtrado		Reator A		Reator B	
DATA	Tempo	Entrada A	Entrada B	Entrada A	Entrada B	Entrada A	Entrada B	Entrada A	Entrada B	Saída A	Saída B	Saída A	Saída B	Afluente A	Efluente A	Afluente B	Efluente B
27/11/01	1	472	560	514	600	279	307	237	274	48	36	19	16	46,1	38,6	45,6	44,1
27/11/01	2	543	529	670	554	329	310	338	333	54	44	23	20	50,5	42,3	60,1	45,2
28/12/01	3	689	508	767	670	376	288	388	319	79	66	46	34	50,6	57,5	47,7	50,9
1/12/01	8	701	561	840	778	430	350	377	337	48	29	46	51	44,9	94,4	43,3	
4/12/01	14	689	508	767	670	376	288	388	319	79	66	46	34	50,6	57,5	47,7	50,9
9/12/01	24	701	561	840	778	430	350	377	337	48	29	46	51	44,9	94,4	43,3	
12/12/01	30	701	554	836	731	392	336	303	313	28	66	28	16	36,3		42,8	24,2
15/12/01	36	456	581	660	732	318	389	247	349	53	96	24	22	37,4	45,5	47,7	22,6
17/12/01	40	445	607	685	756	305	309	329	354	63	57	54	36	48,0	86,1	46,9	62,4
19/12/01	44	544	456	622	614	354	260	428	309	54	80	18	18	68,8	32,9	50,3	22,5
28/12/01	62	562	602	779	740	325	358	354	405	85	85	23	28	45,5	27,1	54,7	33,0
30/12/01	66	534	559	605	669	262	335	301	360	77	96	49	32	49,8	64,1	53,9	33,1
03/01/02	74	534	427	651	590	297	274	325	274	107	86	38	42	49,9	35,5	46,4	48,7
7/1/02	82	558	524	756	639	374	321	358	323	59	96	33	27	47,4	55,5	50,5	27,8
11/01/02	90	498	596	639	805	314	359	382	450	59	59	28	30	59,8	47,0	55,9	51,3
14/01/02	96	637	431	805	586	383	285	405	354	48	62	14	25	50,3	29,3	60,4	41,1
21/01/02	110	389	455	678	601	245	294	297	296	57	68	33	57	43,9	58,0	49,3	83,4
24/01/02	116	523	651	804	795	347	364	365	413	46	54	32	33	45,5	69,6	52,0	60,7
28/01/02	124	562	602	779	740	325	358	354	405	85	85	23	28	45,5	27,1	54,7	33,0
04/02/02	138	600	667	779	848	464	478	477	511	79	67	28	23	61,2	35,4	60,3	34,3
06/02/02	142	780	687	988	916	568	485	538	518	47	45	34	32	54,4	72,0	56,6	71,1
18/02/02	166	608	591	872	845	456	418	432	430	39	63	22	21	49,6	56,4	50,9	32,8
20/02/02	170	511	557	883	811	298	334	317	362	40	45	26	21	35,8	64,6	44,6	47,2
media		576	555	749	716	359	341	362	363	60	64	32	30	49	54	51	44
desvio		99	70	109	99	75	58	68	67	19	20	11	11	8	20	6	16

ANÁLISE DE SÓLIDOS - ETAPA CONTROLE

Tempo	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
	Entrada A	50	24,29157	24,3006	24,29362	181	41	140
	Entrada B	50	29,08916	29,09791	29,09153	175	47	128
	Saída A	50	24,66521	24,66581	24,665	12	0	12
	Saída B	50	21,65128	21,65574	21,65279	89	30	59
	Tanque A	25	26,20418	26,26499	26,2127	2432	341	2092
	Tanque B	25	23,12468	23,1926	23,13463	2717	398	2319
	Tanque A	25	77,91148	77,9837	77,9296	2889	725	2164
	Tanque B	25	82,8553	82,9346	82,8679	3172	504	2668
16	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
	Entrada A	50	19,91321	19,9175	19,9126	86	0	86
	Entrada B	50	22,45097	22,461	22,4504	201	0	201
	Saída A	50	22,54181	22,5434	22,541	32	0	32
	Saída B	50	24,0701	24,071	24,06835	18	0	18
	Tanque A	19	83,5714	83,6189	83,5838	2500	653	1847
	Tanque B	19	82,4686	82,5052	82,4713	1926	142	1784
	Tanque A							
	Tanque B							
28	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
	Entrada A	50	22,4501	22,4543	22,45117	84	21	63
	Entrada B	50	22,51642	22,5195	22,51542	62	0	62
	Saída A	50	22,64616	22,6477	22,64638	31	4	26
	Saída B	50	20,13952	20,1412	20,13979	34	5	28
	Tanque A	15	19,92082	19,9543	19,92686	2232	403	1829
	Tanque B	15	22,98245	23,02	22,98905	2503	440	2063
	Tanque A	50	76,30136	76,44509	76,33522	2875	677	2197
	Tanque B	50	51,67797	51,8429	51,71656	3299	772	2527
38	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
	Entrada A	50	76,60227	76,60425	76,602	40	0	40
	Entrada B	50	23,47554	23,4804	23,47631	97	15	82
	Saída A	50	22,70788	22,71038	22,70878	50	18	32
	Saída B	50	79,14546	79,14643	79,14551	19	1	18
	Tanque A	15	54,95	54,98565	54,95594	2377	396	1981
	Tanque B	15	76,15604	76,18709	76,16139	2070	357	1713
	Tanque A	50	61,01829	61,18358	61,0535	3306	704	2602
	Tanque B	50	54,01353	54,17863	54,05401	3302	810	2492
42	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
	Entrada A	90	20,1396	20,14662	20,13961	78	0	78
	Entrada B	90	22,6444	22,65057	22,64458	69	2	67
	Saída A	90	22,4501	22,45323	22,45042	35	4	31
	Saída B	90	22,9842	22,98825	22,98485	45	7	38
	Tanque A	19	22,5164	22,56076	22,52345	2335	371	1964
	Tanque B	19	19,922	19,96443	19,92931	2233	385	1848
	Tanque A	80	92,0155	92,2309	92,0699	2693	680	2013
	Tanque B	80	89,1677	89,3795	89,223	2647	691	1956

ANÁLISE DE SÓLIDOS - ETAPA CONTROLE - Cont.

52	Tempo	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
		Entrada A	50	22,7071	22,71184	22,70748	95	8	87
		Entrada B	50	23,47683	23,48118	23,47692	87	2	85
		Saída A	50	54,9472	54,9486	54,94769	28	10	18
		Saída B	50	76,15438	76,15635	76,15506	39	14	26
		Tanque A	19	76,60313	76,64278	76,60761	2087	236	1851
		Tanque B	19	79,14436	79,17821	79,14614	1782	94	1688
		Tanque A	50	61,01048	61,15119	61,04601	2814	711	2104
56		Tanque B	50	54,01183	54,13789	54,03865	2521	536	1985
		Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
		Entrada A	90	22,45045	22,4571	22,4509	74	5	69
		Entrada B	90	22,51582	22,52213	22,5163	70	5	65
		Saída A	90	20,14151	20,144	20,1421	28	7	21
		Saída B	90	22,64516	22,64779	22,645	29	0	29
		Tanque A	19	22,9827	23,02516	22,99	2235	384	1851
		Tanque B	19	19,9198	19,95293	19,9245	1744	247	1496
68		Tanque A	55	92,0171	92,1715	92,0585	2807	753	2055
		Tanque B	90	89,1706	89,3775	89,2243	2299	597	1702
		Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
		Entrada A	80	0,0881	0,09425	0,08855	77	6	71
		Entrada B	100	0,0885	0,09522	0,08818	67	0	67
		Saída A	90	0,0886	0,09522	0,08892	74	4	70
		Saída B	90	0,0874	0,09016	0,08756	31	2	29
		Tanque A	19	0,089	0,13169	0,09641	2247	390	1857
72		Tanque B	19	0,0882	0,12666	0,09295	2024	250	1774
		Tanque A	60	54,0147	54,19457	54,0522	2998	625	2373
		Tanque B	60	61,0209	61,1858	61,0565	2748	593	2155
		Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
		Entrada A	80	0,08757	0,09342	0,08767	73	1	72
		Entrada B	80	0,08809	0,09399	0,08832	74	3	71
		Saída A	80	0,08797	0,08924	0,08822	16	3	13
		Saída B	80	0,08844	0,0902	0,08868	22	3	19
96		Tanque A	19	0,08683	0,1248	0,09348	1998	350	1648
		Tanque B	19	0,08641	0,12724	0,09211	2149	300	1849
		Tanque A	70	89,0325	89,2422	89,0903	2996	826	2170
		Tanque B	80	82,4726	82,6981	82,5326	2819	750	2069
		Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
		Entrada A	80	0,08787	0,09419	0,0881	79	3	76
		Entrada B	80	0,08715	0,09474	0,08743	95	3	91
		Saída A	80	0,08896	0,09042	0,08923	18	3	15
106		Saída B	80	0,08779	0,08949	0,08808	21	4	18
		Tanque A	19	0,08872	0,12726	0,09486	2028	323	1705
		Tanque B	19	0,08768	0,12487	0,09347	1957	305	1653
		Tanque A	80	76,51499	76,73886	76,569	2798	675	2123
		Tanque B	80	54,86259	55,06734	54,91312	2559	632	1928
		Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
		Entrada A	70	0,0896	0,0943	0,08977	67	2	65
		Entrada B	70				0	0	0
		Saída A	70				0	0	0
		Saída B	70	0,0905	0,0928	0,0908	33	4	29
		Tanque A	19	0,0901	0,1234	0,09459	1753	236	1516
		Tanque B	19	0,0906	0,1321	0,09639	2184	305	1879
		Tanque A	60	82,475	82,6648	82,5302	3163	920	2243
		Tanque B	60	89,0412	89,2491	89,0926	3465	857	2608

ANÁLISE DE SÓLIDOS - ETAPA CONTROLE - Cont.

Tempo	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
122	Entrada A					#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!
	Entrada B					#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!
	Saída A	70	0,09081	0,0932	0,09183	34	15	20
	Saída B	70	0,08837	0,0907	0,08878	33	6	27
	Tanque A	19	0,09175	0,1251	0,09635	1755	242	1513
	Tanque B	19	0,08907	0,1366	0,09726	2502	431	2071
	Tanque A	60	51,6802	51,8911	51,7322	3515	867	2648
	Tanque B	60	54,0162	54,2405	54,0765	3738	1005	2733
138	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
	Entrada A					#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!
	Entrada B					#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!
	Saída A	70	0,0888	0,0932	0,09138	63	37	26
	Tanque A	19	0,08848	0,1236	0,09356	1848	267	1581
	Tanque B	19	0,09139	0,1336	0,09888	2222	394	1827
	Tanque A	60	76,52108	76,7121	76,57308	3184	867	2317
	Tanque B	60	79,05311	79,2475	79,1062	3240	885	2355
152	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
	Entrada A	70	0,09057	0,0978	0,09295	103	34	69
	Entrada B					#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!
	Saída A					#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!
	Saída B	70	0,09081	0,0953	0,09327	64	35	29
	Tanque A	19	0,08713	0,123	0,09258	1888	287	1601
	Tanque B	19	0,08844	0,126	0,09478	1977	334	1643
	Tanque A	60	60,47164	60,65169	60,51944	3001	797	2204
166	Tanque B	60	68,46194	68,65441	68,51627	3208	906	2302
	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
	Entrada A					#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!
	Entrada B					#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!
	Saída A	70	0,09066	0,0933	0,09244	38	25	12
	Saída B	70	0,09027	0,0913	0,09053	15	4	11
	Tanque A	19	0,09091	0,1261	0,09628	1852	283	1569
	Tanque B	19	0,09025	0,1371	0,09839	2466	428	2037
180	Tanque A	60	76,06615	76,2386	76,11327	2874	785	2089
	Tanque B	60	61,0145	61,2296	61,06872	3585	904	2681
	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
	Entrada A	100	24,41928	24,43426	24,42021	150	9	140
	Entrada B	100	25,67341	25,68384	25,67463	104	12	92
	Saída A	100	22,51998	22,52366	22,52049	37	5	32
	Saída B	100	23,64212	23,64766	23,64352	55	14	41
	Tanque A	19	26,7515	26,80224	26,75911	2671	401	2270
totais	Tanque B	19	23,1472	23,19005	23,15566	2255	445	1810
	Tanque A	80	54,0282	54,29797	54,10316	3372	937	2435
	Tanque B	85	76,31955	76,55473	76,39012	2767	830	1937
	Entrada A	80	72,3322	72,43408	72,38622	1273	675	598
	Entrada B	70	61,0272	61,10371	61,0649	1093	539	554
	Saída A	70	51,7073	51,76618	51,75228	841	643	199
	Saída B	70	50,7109	50,75867	50,74626	682	505	177

ANÁLISE DE SÓLIDOS - ETAPA CONTROLE

DATA	Tempo	SST						ST	
		Entrada A	Entrada B	Saída A	Saída B	Tanque A	Tanque B	Tanque A	Tanque B
30/5/01	0	181	175	12	89	2432	2717	2889	3172
7/6/01	16	86	201	32	18	2500	1926		
13/6/01	28	84	62	31	34	2232	2503	2875	3299
18/6/01	38	40	97	50	19	2377	2070	3306	3302
20/6/01	42	78	69	35	45	2335	2233	2693	2647
25/6/01	52	95	87	28	39	2087	1782	2814	2521
27/6/01	56	74	70	28	29	2235	1744	2807	2299
3/7/01	68	77	67	74	31	2247	2024	2998	2748
5/7/01	72	73	74	16	22	1998	2149	2996	2819
17/7/01	96	79	95	18	21	2028	1957	2798	2559
22/7/01	106	67			33	1753	2184	3163	3465
30/7/01	122			34	33	1755	2502	3515	3738
7/8/01	138			63	65	1848	2222	3184	3240
14/8/01	152	103			64	1888	1977	3001	3208
21/8/01	166			38	15	1852	2466	2874	3585
28/8/01	180	150	104	37	55	2671	2255	3372	2767
	média	91	100	35	38	2140	2169	3019	3025
	desvio	37	46	17	21	281	274	240	431

ANÁLISE DE SÓLIDOS - ETAPA CONTROLE - Cont.

Tempo	SSF						SF	
	Entrada A	Entrada B	Saída A	Saída B	Tanque A	Tanque B	Tanque A	Tanque B
0	41	47	0	30	341	398	725	504
16	0	0	0	0	653	142		
28	21	0	4	5	403	440	677	772
38	0	15	18	1	396	357	704	810
42	0	2	4	7	371	385	680	691
52	8	2	10	14	236	94	711	536
56	5	5	7	0	384	247	753	597
68	6	0	4	2	390	250	625	593
72	1	3	3	3	350	300	826	750
96	3	3	3	4	323	305	675	632
106	2	0	0	4	236	305	920	857
122			15	6	242	431	867	1005
138			37	37	267	394	867	885
152	34			35	287	334	797	906
166			25	4	283	428	785	904
180	9	12	5	14	401	445	937	830
média	10	8	9	10	348	328	770	751
desvio	14	14	11	12	102	105	96	152

ANÁLISE DE SÓLIDOS - ETAPA CONTROLE - Cont.

SSV							SV	
Tempo	Entrada A	Entrada B	Saída A	Saída B	Tanque A	Tanque B	Tanque A	Tanque B
0	140	128	12	59	2092	2319	2164	2668
16	86	201	32	18	1847	1784		
28	63	62	26	28	1829	2063	2197	2527
38	40	82	32	18	1981	1713	2602	2492
42	78	67	31	38	1964	1848	2013	1956
52	87	85	18	26	1851	1688	2104	1985
56	69	65	21	29	1851	1496	2055	1702
68	71	67	70	29	1857	1774	2373	2155
72	72	71	13	19	1648	1849	2170	2069
96	76	91	15	18	1705	1653	2123	1928
106	65	55	24	29	1516	1879	2243	2608
122			20	27	1513	2071	2648	2733
138			26	28	1581	1827	2317	2355
152	69			29	1601	1643	2204	2302
166			12	11	1569	2037	2089	2681
180	140	92	32	41	2270	1810	2435	1937
média	81	89	26	28	1792	1841	2249	2273
desvio	29	40	14	11	218	202	191	334

ANÁLISE DE SÓLIDOS - ETAPA TESTE

Data	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	80	23,48854	23,50178	23,48878	165	3	163
	Entrada B	75	23,70736	23,72279	23,70755	206	3	203
com lise 1/12/01	Entrada A	44	23,72531	23,73917	23,72554	315	5	310
	EntradaB	35	28,63545	28,64735	28,63617	340	21	319
	Saída A	75	26,21092	26,21588	26,21098	66	1	65
	Saída B	80	24,71870	24,72010	24,71882	18	2	16
	Tanque A	15	23,14967	23,18757	23,15236	2527	179	2347
	Tanque B	15	26,75950	26,79185	26,76118	2157	112	2045
	Tanque A	90	92,02410	92,30400	92,10230	3110	869	2241
	Tanque B	90	82,75490	82,99080	82,82970	2621	831	1790
Data	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	90	23,88394	23,90040	23,88411	183	2	181
	Entrada B	90	22,96965	22,98473	22,96986	168	2	165
com lise 4/12/01	Entrada A	45	23,30381	23,31698	23,30398	293	4	289
	EntradaB	45	22,27645	22,28764	22,27700	249	12	236
	Saída A	90	25,13811	25,14464	25,13770	73	0	73
	Saída B	90	19,22459	19,22680	19,22483	25	3	22
	Tanque A	19	25,99306	26,04380	25,99882	2671	303	2367
	Tanque B	19	21,31847	21,35873	21,32140	2119	154	1965
	Tanque A	80	80,68160	80,96260	80,75170	3512	876	2636
	Tanque B	80	80,29120	80,52290	80,35860	2896	842	2054
Data	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	90	26,56203	26,57760	26,56256	173	6	167
	Entrada B	90	24,41748	24,43147	24,41938	155	21	134
com lise 9/12/01	Entrada A	40	23,50171	23,51696	23,50412	381	60	321
	EntradaB	35	21,24213	21,25356	21,24265	327	15	312
	Saída A	90	24,67035	24,67435	24,67135	44	11	33
	Saída B	90	21,65640	21,65845		23	0	23
	Tanque A	19	23,14931	23,20035	23,15625	2686	365	2321
	Tanque B	19	24,02376	24,06575	24,02885	2210	268	1942
	Tanque A	90	90,66410	90,97900	90,74490	3499	898	2601
	Tanque B	90	142,24880	142,49830	142,32180	2772	811	1961
Data	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	80	20,58342	20,59882	20,58359	192	2	190
	Entrada B	90	25,63655	25,65138	25,63702	165	5	160
com lise 12/12/01	Entrada A	30	25,99167	26,00608	25,99245	480	26	454
	EntradaB	30	22,52112	22,53168	22,52163	352	17	335
	Saída A	90	23,30362	23,30744	23,30410	42	5	37
	Saída B	90	26,64604	26,64835	26,64624	26	2	23
	Tanque A	19	26,30703	26,35637	26,31381	2597	357	2240
	Tanque B	19	25,13875	25,17463	25,14350	1888	250	1638
	Tanque A	80	79,01490	79,28990	79,08419	3438	866	2571
	Tanque B	80	83,00240	83,21390	83,06650	2644	801	1842

ANÁLISE DE SÓLIDOS - ETAPA TESTE - Cont.

Data	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	90	24,42051	24,43347	24,42120	144	8	136
	Entrada B	90	24,72419	24,74290	24,72458	208	4	204
com lise	Entrada A	30	24,30164	24,31385	24,30310	407	49	358
	EntradaB	30	24,66772	24,67771	24,66842	333	23	310
15/12/01	Saída A	90	32,61260	32,61420	32,61284	18	3	15
	Saída B	90	23,64016	23,64500	23,64111	54	11	43
	Tanque A	19	25,20125	25,25745	25,20780	2958	345	2613
	Tanque B	19	21,24317	21,28357	21,24690	2126	196	1930
	Tanque A	70	89,06340	89,31920	89,11650	3654	759	2896
	Tanque B	70	87,26800	87,49800	87,32870	3286	867	2419
Data	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	90	24,02470	24,04020	24,02534	172	7	165
	Entrada B	90	19,92384	19,94060	19,92408	186	3	184
com lise	Entrada A	30	21,74636	21,75437	21,74767	267	44	223
	EntradaB	30	22,39975	22,40909	22,40057	311	27	284
17/12/01	Saída A	90	25,93096	25,93462	25,93219	41	14	27
	Saída B	90	21,32060	21,32617	21,32174	62	13	49
	Tanque A	19	22,27924	22,33993	22,28644	3194	379	2815
	Tanque B	19	23,14902	23,19488	23,15202	2414	158	2256
	Tanque A	90	80,69390	81,00230	80,77340	3427	883	2543
	Tanque B	90	80,29840	80,60280	80,37160	3382	813	2569
Data	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	90	23,63839	23,65393	23,64087	173	28	145
	Entrada B	90	19,85897	19,86840	19,85949	105	6	99
com lise	Entrada A	50	23,47965	23,49550	23,48312	317	69	248
	EntradaB	50	24,30061	24,31546	24,30413	297	70	227
19/12/01	Saída A	90	25,19882	25,20300	25,20102	46	24	22
	Saída B	90	25,67385	25,67987	25,67700	67	35	32
	Tanque A	19	22,05420	22,11300	22,06289	3095	457	2637
	Tanque B	19	24,66853	24,70523	24,67352	1932	263	1669
	Tanque A	80	83,87430	84,21710	83,96030	4285	1075	3210
	Tanque B	80	90,65850	90,91270	90,73540	3177	961	2216
Data	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	90	23,66435	23,67828	23,66469	155	4	151
	Entrada B	90	18,78805	18,80335	18,78804	170	0	170
com lise	Entrada A	50	26,56238	26,57641	26,56472	281	47	234
	EntradaB	50	23,88591	23,89920	23,88784	266	39	227
28/12/01	Saída A	90	22,81871	22,82193	22,81915	36	5	31
	Saída B	90	29,09888	29,09931	29,09922	5	4	1
	Tanque A	19	26,09651	26,14873	26,09923	2748	143	2605
	Tanque B	19	26,21424	26,25375	26,21628	2079	107	1972
	Tanque A	90	79,02200	79,35995	79,08830	3755	737	3018
	Tanque B	90	96,88170	97,14990	96,95200	2980	781	2199

ANÁLISE DE SÓLIDOS - ETAPA TESTE - Cont.

	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	90	24,30330	24,31599	24,30351	141	2	139
	Entrada B	90	25,67460	25,68836	25,67528	153	8	145
com lise	Entrada A	50	19,85909	19,87441	19,85998	306	18	289
	EntradaB	50	19,26646	19,27922	19,26727	255	16	239
30/12/01	Saída A	90	23,64274	23,64780	23,64345	56	8	48
	Saída B	90	24,66724	24,67217	24,66799	55	8	46
	Tanque A	19	22,05853	22,10897	22,06318	2655	245	2410
	Tanque B	19	23,48144	23,52146	23,48590	2106	235	1872
	Tanque A	90	90,66170	90,99040	90,74150	3652	887	2766
	Tanque B	90	83,86720	84,15230	83,95150	3168	937	2231
	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	90	22,39930	22,41960	22,40130	226	22	203
	Entrada B	90	30,37320	30,38629	30,37394	145	8	137
com lise	Entrada A	50	24,02677	24,04491	24,02834	363	31	331
	EntradaB	50	21,77319	21,78800	21,77493	296	35	261
3/1/02	Saída A	90	25,52250	25,52875	25,52336	69	10	60
	Saída B	90	23,29366	23,29963	23,29550	66	20	46
	Tanque A	19	21,97695	22,03010	21,98294	2797	315	2482
	Tanque B	19	25,20162	25,24744	25,20717	2412	292	2119
	Tanque A	70	96,88710	97,15420	96,95040	3816	904	2911
	Tanque B	70	79,02600	79,25460	79,08800	3266	886	2380
	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	90	23,48419	23,49990	23,48434	175	2	173
	Entrada B	90	26,56409	26,57797	26,56493	154	9	145
com lise	Entrada A	50	25,67751	25,69099	25,67765	270	3	267
	EntradaB	50	26,21178	26,22463	26,21212	257	7	250
7/1/02	Saída A	90	22,05850	22,06183	22,05992	37	16	21
	Saída B	90	23,66284	23,66928	23,66400	72	13	59
	Tanque A	19	19,26712	19,32251	19,27154	2915	233	2683
	Tanque B	19	23,64451	23,68401	23,64893	2079	233	1846
	Tanque A	80	90,67130	90,97670	90,73580	3817	806	3011
	Tanque B	80	83,87530	84,13720	83,94110	3274	823	2451
	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	90	24,02449	24,03717	24,02563	141	13	128
	Entrada B	90	30,37286	30,38807	30,37340	169	6	163
com lise	Entrada A	45	22,39734	22,41215	22,40031	329	66	263
	EntradaB	30	25,52111	25,52960	25,52182	283	24	259
11/1/02	Saída A	90	23,29232	23,29790	23,29458	62	25	37
	Saída B	90	25,20133	25,20595	25,20325	51	21	30
	Tanque A	19	21,77373	21,83645	21,78155	3301	412	2889
	Tanque B	19	21,97633	22,02276	21,98343	2444	374	2070
	Tanque A	90	96,88340	97,25230	96,99070	4099	1192	2907
	Tanque B	90	79,02470	79,33300	79,13440	3426	1219	2207

ANÁLISE DE SÓLIDOS - ETAPA TESTE - Cont.

Data

	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	90	23,88689	23,90438	23,88866	194	20	175
	Entrada B	90	25,67572	25,68860	25,67647	143	8	135
com lise	Entrada A	30	24,72756	24,73814	24,72884	353	43	310
	EntradaB	30	20,75766	20,76644	20,75910	293	48	245
14/1/02	Saída A	90	23,66081	23,66474	23,66257	44	20	24
	Saída B	90	23,48201	23,48879	23,48286	75	9	66
	Tanque A	19	26,09290	26,15490	26,09858	3263	299	2964
	Tanque B	19	23,14924	23,19166	23,15480	2233	293	1940
	Tanque A	90	80,30510	80,71510	80,38240	4556	859	3697
	Tanque B	70	83,87260	84,10580	83,92530	3331	753	2579

	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	90	26,40498	26,41272	26,40657	86	18	68
	Entrada B	90	21,77594	21,78713	21,77726	124	15	110
com lise	Entrada A	30	21,32363	21,33429	21,32560	355	66	290
	EntradaB	30	24,02773	24,03489	24,02895	239	41	198
21/1/02	Saída A	90	23,29674	23,29967	23,29747	33	8	24
	Saída B	90	21,98099	21,98608	21,98254	57	17	39
	Tanque A	19	25,20450	25,27047	25,20905	3472	239	3233
	Tanque B	19	28,63681	28,68314	28,64286	2438	318	2120
	Tanque A	70	96,89040	97,20060	96,93980	4431	706	3726
	Tanque B	80	79,03036	79,28900	79,09210	3233	772	2461

	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	90	21,24311	21,25609	21,24386	144	8	136
	Entrada B	90	25,14350	25,15927	25,14367	175	2	173
com lise	Entrada A	30	25,93541	25,94622	25,93606	360	22	339
	EntradaB	30	23,15130	23,16026	23,15230	299	33	265
24/1/02	Saída A	90	24,66972	24,67213	24,67025	27	6	21
	Saída B	90	22,82252	22,82606	22,82359	39	12	27
	Tanque A	19	26,56360	26,63293	26,57083	3649	381	3268
	Tanque B	19	20,58681	20,63508	20,59236	2541	292	2248
	Tanque A	90	90,66640	91,07440	90,75370	4533	970	3563
	Tanque B	90	88,99810	89,30560	89,08240	3417	937	2480

	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	90	26,06783	26,07778	26,06844	111	7	104
	Entrada B	90	24,72079	24,73569	24,72198	166	13	152
com lise	Entrada A	40	26,21197	26,22406	26,21264	302	17	286
	EntradaB	40	25,63838	25,65196	25,63998	339	40	299
28/1/02	Saída A	90	24,27082	24,27296	24,27101	24	2	22
	Saída B	90	26,75791	26,76414	26,75809	69	2	67
	Tanque A	19	21,74993	21,81891	21,75589	3631	314	3317
	Tanque B	19	23,70914	23,75687	23,71435	2512	274	2238
	Tanque A	75	79,03240	79,36890	79,09390	4487	820	3667
	Tanque B	80	96,89350	97,20450	96,96860	3887	939	2949

ANÁLISE DE SÓLIDOS - ETAPA TESTE - Cont.

Data								
	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	90	24,02854	24,03538	24,02979	76	14	62
	Entrada B	90	21,24557	21,25398	21,24880	93	36	58
com lise	Entrada A	30	20,58678	20,59744	20,58837	355	53	302
	EntradaB	30	25,14246	25,15159	25,14351	304	35	269
4/2/02	Saída A	90	26,56468	26,56674	26,56592	23	14	9
	Saída B	90	23,15287	23,15588	23,15330	33	5	29
	Tanque A	19	25,93410	26,00585	25,93956	3776	287	3489
	Tanque B	19	24,66931	24,71901	24,67658	2616	383	2233
	Tanque A	90	90,67310	91,08030	90,74600	4524	810	3714
	Tanque B	90	89,00640	89,36050	89,08180	3934	838	3097
	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	90	26,75376	26,76508	26,75482	126	12	114
	Entrada B	90	24,72122	24,73118	24,72245	111	14	97
com lise	Entrada A	30	23,64067	23,65066	23,64183	333	39	294
	EntradaB	30	23,70594	23,71457	23,70698	288	35	253
6/2/02	Saída A	90	23,72652	23,72994	23,72781	38	14	24
	Saída B	90	23,48786	23,48953	23,48879	19	10	8
	Tanque A	19	26,09108	26,16431	26,09754	3854	340	3514
	Tanque B	19	19,26768	19,31661	19,27505	2575	388	2187
	Tanque A	90	80,29980	80,72010	80,38930	4670	994	3676
	Tanque B	90	83,86160	84,19170	83,94620	3668	940	2728
	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	90	27,31385	27,32133	27,31443	83	6	77
	Entrada B	90	25,14282	25,14875	25,14304	66	2	63
com lise	Entrada A	30	21,55522	21,56389	21,55588	289	22	267
	EntradaB	30	23,88639	23,89205	23,88699	189	20	169
15/2/02	Saída A	90	23,64312	23,64631	23,64345	35	4	32
	Saída B	90	22,45454	22,45777	22,45526	36	8	28
	Tanque A	19	22,81997	22,89689	22,83026	4048	542	3507
	Tanque B	19	25,99437	26,05432	26,00375	3155	494	2662
	Tanque A	90	80,31120	80,73280	80,41170	4684	1117	3568
	Tanque B	90	80,69960	81,02530	80,79940	3619	1109	2510
	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	90	22,54863	22,55697	22,54873	93	1	92
	Entrada B	90	27,28312	27,28991	27,28374	75	7	69
com lise	Entrada A	30	26,30969	26,31971	26,31086	334	39	295
	EntradaB	30	21,98366	21,99327	21,98430	320	21	299
18/2/02	Saída A	90	26,06840	26,07079	26,06847	27	1	26
	Saída B	90	26,04287	26,04696	26,04339	45	6	40
	Tanque A	19	24,71600	24,78880	24,72784	3832	623	3208
	Tanque B	19	20,63856	20,69874	20,65150	3167	681	2486
	Tanque A	90	96,89170	97,31270	97,00018	4678	1205	3472
	Tanque B	90	79,03540	79,36190	79,13280	3628	1082	2546
	Amostra	Volume	P0	P1	P2	Totais	Fixos	Voláteis
sem lise	Entrada A	90	21,55935	21,57199	22,54873	140	10993	-10853
	Entrada B	90	25,99601	26,00908	27,28374	145	14308	-14163
com lise	Entrada A	30	25,14577	25,15713	26,31086	379	38836	-38458
	EntradaB	30	27,31814	27,32678	21,98430	288	0	288
20/2/02	Saída A	90	22,82347	22,82541	26,06847	22	36056	-36034
	Saída B	90	23,88927	23,89333	26,04339	45	23935	-23890
	Tanque A	19	22,45722	22,53712	24,72784	4205	119506	-115301
	Tanque B	19	23,64576	23,71333	20,65150	3556	0	3556
	Tanque A	90	80,31360	80,82040	97,00018	5631	185406	-179775
	Tanque B	90	80,70000	81,08740	79,13280	4304	0	4304

ANÁLISE DE SÓLIDOS - ETAPA TESTE

	SST									ST	
DATA	Tempo	Entrada A	Entrada B	Ent. A (lise)	Ent. B (lise)	Saída A	Saída B	Tanque A	Tanque B	Tanque A	Tanque B
01/12/01	8	165	206	315	340	66	18	2527	2157	3110	2621
04/12/01	14	183	168	293	249	73	25	2671	2119	3512	2896
09/12/01	24	173	155	381	327	0	23	2686	2210	3499	2772
12/12/01	30	192	165	480	352	42	26	2597	1888	3438	2644
15/12/01	36	144	208	407	333	18	54	2958	2126	3654	3286
17/12/01	40	172	186	267	311	41	62	3194	2414	4649	4493
19/12/01	44	173	105	317	297	46	67	3095	1932	4285	3177
28/12/01	62	155	170	281	266	36	5	2748	2079	3755	2980
30/12/01	66	141	153	306	255	56	55	2655	2106	3652	3168
03/01/02	74	226	145	363	296	69	66	2797	2412	3816	3266
07/01/02	82	175	154	270	257	37	72	2915	2079	3817	3274
11/01/02	90	141	169	329	283	62	51	3301	2444	4099	3426
14/01/02	96	194	143	353	293	44	75	3263	2233	4556	3331
21/01/02	110	86	124	355	239	33	57	3472	2438	4431	3233
24/01/02	116	144	175	360	299	27	39	3649	2541	4533	3417
28/01/02	124	111	166	302	339	24	69	3631	2512	4487	3887
04/02/02	138	76	93	355	304	23	33	3776	2616	4524	3934
06/02/02	142	126	111	333	288	38	19	3854	2575	4670	3668
15/02/02	160	83	66	289	189	35	36	4048	3155	4684	3619
18/02/02	166	93	75	334	320	27	45	3832	3167	4678	3628
	média	147,6	146,9	334,5	291,8	39,8	44,8	3183,5	2360,1	4092,5	3336,0
	Desvio	41,4	39,7	51,0	40,5	18,5	21,0	488,0	347,3	511,6	458,6

ANÁLISE DE SÓLIDOS - ETAPA TESTE - Cont.

Tempo	SSF								SF	
	Entrada A	Entrada B	Ent. A (lise)	Ent. B (lise)	Saída A	Saída B	Tanque A	Tanque B	Tanque A	Tanque B
8	3	3	5	21	1	2	179	112	869	831
14	2	2	4	12	0	3	303	154	876	842
24	6	21	60	15	0	0	365	268	898	811
30	2	5	26	17	5	2	357	250	866	801
36	8	4	49	23	3	11	345	196	759	867
40	0	3	0	0	0	0	379	158	883	813
44	28	6	69	70	24	35	457	263	1075	961
62	4	0	47	39	5	4	143	107	737	781
66	2	8	18	16	8	8	245	235	887	937
74	22	8	31	35	10	20	315	292	904	886
82	2	9	3	7	16	13	233	233	806	823
90	13	6	66	24	25	21	412	374	1192	1219
96	20	8	43	48	20	9	299	293	859	753
110	18	15	66	41	8	17	239	318	706	772
116	8	2	22	33	6	12	381	292	970	937
124	7	13	17	40	2	2	314	274	820	939
138	14	36	53	35	14	5	287	383	810	838
142	12	14	39	35	14	10	340	388	994	940
160	6	2	22	20	4	8	542	494	1117	1109
166	1	7	39	21	1	6	623	681	1205	1082
média	8,8	8,6	33,9	27,6	8,2	9,4	337,9	288,2	911,7	897,1
Desvio	7,9	8,3	22,5	16,1	8,0	8,8	113,8	133,7	141,4	122,4

ANÁLISE DE SÓLIDOS - ETAPA TESTE - Cont.

	SSV								SV	
Tempo	Entrada A	Entrada B	Ent. A (lise)	Ent. B (lise)	Saída A	Saída B	Tanque A	Tanque B	Tanque A	Tanque B
8	163	203	310	319	65	16	2347	2045	2241	1790
14	181	165	289	236	73	22	2367	1965	2636	2054
24	167	134	321	312	45	23	2321	1942	2601	1961
30	190	160	454	335	37	23	2240	1638	2571	1842
36	136	204	358	310	15	43	2613	1930	2896	2419
40	172	184	267	311	41	62	2815	2256	3766	3680
44	145	99	248	227	22	32	2637	1669	3210	2216
62	151	170	234	227	31	12	2605	1972	3018	2199
66	139	145	289	239	48	46	2410	1872	2766	2231
74	203	137	331	261	60	46	2482	2119	2911	2380
82	173	145	267	250	21	59	2683	1846	3011	2451
90	128	163	263	259	37	30	2889	2070	2907	2207
96	175	135	310	245	24	66	2964	1940	3697	2579
110	68	110	290	198	24	39	3233	2120	3726	2461
116	136	173	339	265	21	27	3268	2248	3563	2480
124	104	152	286	299	5	67	3317	2238	3667	2949
138	62	58	302	269	9	29	3489	2233	3714	3097
142	114	97	294	253	24	8	3514	2187	3676	2728
160	77	63	267	169	32	28	3507	2662	3568	2510
166	92	69	295	299	26	40	3208	2486	3472	2546
média	138,8	138,3	300,7	264,2	33,0	35,9	2845,6	2071,9	3180,8	2438,9
Desvio	41,4	43,5	47,4	43,2	18,0	17,6	436,5	248,5	481,0	442,3

PERFIL NUTRIENTES - ETAPA CONTROLE

PERFIL

Tempo

70

Tempo	Amostra	DQO	ml ácido	absorbância		ml ácido
			NH4	NO2	NO3	NTK
0:00	Entrada A	440	0,11	0,003	0,125	0,52
0:00	Entrada B	450	0,1	0,002	0,112	0,45
0:15	1 A	180	0,16	0,005	0,089	0,46
0:15	1 B	240	0,1	0,005	0,115	0,38
0:45	2 A	55	0,59	0,007	0,046	0,38
0:45	2 B	105	0,2	0,003	0,057	0,36
1:30	3 A	38	0,7	0,013	0,028	0,33
1:30	3 B	75	0,38	0,003	0,034	0,27
2:30	4 A	22	0,7	0,006	0,025	0,28
2:30	4 B	59	0,45	0,048	0,025	0,24
4:30	5 A	20	0,74	0,004	0,025	0,26
4:30	5 B	55	0,44	0,184	0,063	0,24
7:30	6 A	20	0,75	0,003	0,024	0,21
7:30	6 B	44	0,31	0,381	0,088	0,24
12:00	Saída A	20	0,69	0,003	0,024	0,2
12:00	Saída B	36	0,3	0,523	0,115	0,21

Tempo	Amostra	DQO	NH4	NO2	NO3	NTK
0:00	Entrada A	440	0,11	0,003	0,125	0,52
0:15	1 A	180	0,16	0,005	0,089	0,46
0:45	2 A	55	0,59	0,007	0,046	0,38
1:30	3 A	38	0,7	0,013	0,028	0,33
2:30	4 A	22	0,7	0,006	0,025	0,28
4:30	5 A	20	0,74	0,004	0,025	0,26
7:30	6 A	20	0,75	0,003	0,024	0,21
12:00	Saída A	20	0,69	0,003	0,024	0,2

Tempo	Amostra	DQO	NH4	NO2	NO3	NTK
0:00	Entrada B	450	0,1	0,002	0,112	0,45
0:15	1 B	240	0,1	0,005	0,115	0,38
0:45	2 B	105	0,2	0,003	0,057	0,36
1:30	3 B	75	0,38	0,003	0,034	0,27
2:30	4 B	59	0,45	0,048	0,025	0,24
4:30	5 B	55	0,44	0,184	0,063	0,24
7:30	6 B	44	0,31	0,381	0,088	0,24
12:00	Saída B	36	0,3	0,523	0,115	0,21

PERFIL NUTRIENTES - ETAPA CONTROLE - Cont.

Tempo

166

Tempo	Amostra	DQO	ml ácido NH4	absorbância NO2	NO3	ml ácido NTK
0:00	Entrada A	535	0,1	0,003	0,146	0,6
0:00	Entrada B	415	0,1	0,003	0,114	0,45
0:15	1 A	220	0,56	0,006	0,068	0,55
0:15	1 B	150	0,17	0,118	0,08	0,37
0:45	2 A	48	0,84	0,023	0,058	0,46
0:45	2 B	47	0,32		0,04	0,32
1:30	3 A	22	0,99	0,006	0,04	0,3
1:30	3 B	24	0,42		0,04	0,23
2:30	4 A	25	1	0,006	0,04	0,32
2:30	4 B	22	0,41	0,056	0,04	0,22
4:30	5 A	20	0,99	0,09	0,04	0,36
4:30	5 B	20	1,01	0,268	0,111	0,12
7:30	6 A	20	0,97	0,035	0,04	0,27
7:30	6 B	20	0,13	0,033	0,106	0,1
12:00	Saída A	20	1,03	0,013	0,04	0,3
12:00	Saída B	20	0,1	0,003	0,141	0,11

Tempo	Amostra	DQO	NH4	NO2	NO3	NTK
0:00	Entrada A	535	0,1	0,003	0,146	0,6
0:15	1 A	220	0,56	0,006	0,068	0,55
0:45	2 A	48	0,84	0,023	0,058	0,46
1:30	3 A	22	0,99	0,006	0,04	0,3
2:30	4 A	25	1	0,006	0,04	0,32
4:30	5 A	20	0,99	0,09	0,04	0,36
7:30	6 A	20	0,97	0,035	0,04	0,27
12:00	Saída A	20	1,03	0,013	0,04	0,3

Tempo	Amostra	DQO	NH4	NO2	NO3	NTK
0:00	Entrada B	415	0,1	0,003	0,114	0,45
0:15	1 B	150	0,17	0,118	0,08	0,37
0:45	2 B	47	0,32	0	0,04	0,32
1:30	3 B	24	0,42	0	0,04	0,23
2:30	4 B	22	0,41	0,056	0,04	0,22
4:30	5 B	20	1,01	0,268	0,111	0,12
7:30	6 B	20	0,13	0,033	0,106	0,1
12:00	Saída B	20	0,1	0,003	0,141	0,11

FÓSFORO TOTAL

TEMPO	ENT A	ENT B	SAI A	SAI B	%Rem A	%Rem B
0	2,4	2,6	0,7	0,7	72,7	74,1
18	4,4	3,1	1,6	1,8	63,4	41,0
70	3,5	3,4	1,5	2,2	56,5	36,9
112	3,9	3,1	1,7	1,4	57,3	56,4
142	4,0	2,7	1,6	1,2	59,9	56,2
166	3,1	3,6	1,4	0,8	53,6	78,0
				média	60,6	57,1

PERFIL DE NUTRIENTES - ETAPA TESTE

Data: 05/12/01

Tempo	Amostra	DQO	ml ácido	absorbância		ml ácido
			NH4	NO2	NO3	NTK
0:00	Entrada A	0,281	0,22	0,003	0,182	0,74
0:00	Entrada B	0,243	0,18	0,003	0,148	0,64
0:15	1 A	0,078	0,8	0,05	0,096	0,46
0:15	1 B	0,065	0,31	0,072	0,134	0,34
0:45	2 A	0,043	1,05	0,012	0,04	0,44
0:45	2 B	0,028	0,47	0,109	0,103	0,23
1:30	3 A	0,025	1,16	0,019	0,024	0,36
1:30	3 B	0,014	0,5	0,138	0,115	0,2
2:30	4 A	0,018	1,19	0,028	0,029	0,35
2:30	4 B	0,016	0,31	0,206	0,16	0,14
4:30	5 A	0,015	1,09	0,023	0,029	0,37
4:30	5 B	0,011	0,1	0,265	0,218	0,1
7:30	6 A	0,008	1,13	0,012	0,025	0,36
7:30	6 B	0,008	0,12	0,076	0,16	0,09
12:00	Saída A	0,008	1,02	0,035	0,036	0,38
12:00	Saída B	0,008	0,1	0,014	0,193	0,09

Tempo	Amostra	DQO	NH4	NO2	NO3	NTK
0:00	Entrada A	0,281	0,22	0,003	0,182	0,74
0:15	1 A	0,078	0,8	0,05	0,096	0,46
0:45	2 A	0,043	1,05	0,012	0,04	0,44
1:30	3 A	0,025	1,16	0,019	0,024	0,36
2:30	4 A	0,018	1,19	0,028	0,029	0,35
4:30	5 A	0,015	1,09	0,023	0,029	0,37
7:30	6 A	0,008	1,13	0,012	0,025	0,36
12:00	Saída A	0,008	1,02	0,035	0,036	0,38

Tempo	Amostra	DQO	NH4	NO2	NO3	NTK
0:00	Entrada B	0,243	0,18	0,003	0,148	0,64
0:15	1 B	0,065	0,31	0,072	0,134	0,34
0:45	2 B	0,028	0,47	0,109	0,103	0,23
1:30	3 B	0,014	0,5	0,138	0,115	0,2
2:30	4 B	0,016	0,31	0,206	0,16	0,14
4:30	5 B	0,011	0,1	0,265	0,218	0,1
7:30	6 B	0,008	0,12	0,076	0,16	0,09
12:00	Saída B	0,008	0,1	0,014	0,193	0,09

PERFIL DE NUTRIENTES - ETAPA TESTE - Cont.

Data: 12/12/01

		ml ácido	absorbância		ml ácido	abs
Tempo	Amostra	NH4	NO2	NO3	NTK	Fósforo
0:00	Entrada A	0,74	0,01	0,126	0,31	1,0281
0:00	Entrada B	0,65	0,01	0,126	0,25	0,9769
0:15	1 A	0,49	0,01	0,046	0,85	1,0381
0:15	1 B	0,38	0,078	0,025	0,29	1,0516
0:45	2 A	0,42	0,016	0,025	1,11	1,0328
0:45	2 B	0,27	0,065	0,104	0,48	0,7953
1:30	3 A	0,4	0,007	0,025	1,2	0,8923
1:30	3 B	0,38	0,057	0,088	0,48	0,8682
2:30	4 A	0,41	0,003	0,025	1,2	0,9028
2:30	4 B	0,24	0,078	0,145	0,4	0,8776
4:30	5 A	0,37	0,02	0,025	1,13	0,8741
4:30	5 B	0,18	0,116	0,257	0,2	0,8264
7:30	6 A	0,35	0,003	0,135	1,11	0,8211
7:30	6 B	0,16	0,018	0,231	0,1	0,8476
12:00	Saída A	0,37	0,043	0,128	1,17	0,8164
12:00	Saída B	0,17	0,014	0,319	0,11	0,9464

Tempo	Amostra	NH4	NO2	NO3	NTK	Fósforo
0:00	Entrada A	0,74	0,01	0,126	0,31	1,0281
0:15	1 A	0,49	0,01	0,046	0,85	1,0381
0:45	2 A	0,42	0,016	0,025	1,11	1,0328
1:30	3 A	0,4	0,007	0,025	1,2	0,8923
2:30	4 A	0,41	0,003	0,025	1,2	0,9028
4:30	5 A	0,37	0,02	0,025	1,13	0,8741
7:30	6 A	0,35	0,003	0,135	1,11	0,8211
12:00	Saída A	0,37	0,043	0,128	1,17	0,8164

Tempo	Amostra	NH4	NO2	NO3	NTK	Fósforo
0:00	Entrada B	0,65	0,01	0,126	0,25	0,9769
0:15	1 B	0,38	0,078	0,025	0,29	1,0516
0:45	2 B	0,27	0,065	0,104	0,48	0,7953
1:30	3 B	0,38	0,057	0,088	0,48	0,8682
2:30	4 B	0,24	0,078	0,145	0,4	0,8776
4:30	5 B	0,18	0,116	0,257	0,2	0,8264
7:30	6 B	0,16	0,018	0,231	0,1	0,8476
12:00	Saída B	0,17	0,014	0,319	0,11	0,9464

PERFIL DE NUTRIENTES - ETAPA TESTE - Cont.

Data: 19/12/01

Tempo	Amostra	ml ácido NH4	absorbância		ml ácido NTK	abs Fósforo
0:00	Entrada A	0,17	0,003	0,182	0,77	1,1245
0:00	Entrada B	0,07	0,003	0,171	0,66	1,5578
0:15	1 A	0,9	0,031	0,103	0,55	1,2674
0:15	1 B	0,24	0,157	0,165	0,34	1,2309
0:45	2 A	1,19	0,034	0,043	0,45	1,2662
0:45	2 B	0,44	0,212	0,17	0,26	1,1915
1:30	3 A	1,27	0,049	0,036	0,5	1,0022
1:30	3 B	0,37	0,313	0,198	0,26	0,9205
2:30	4 A	1,27	0,053	0,029	0,46	0,9728
2:30	4 B	0,2	0,365	0,268	0,17	0,9669
4:30	5 A	1,24	0,034	0,076	0,42	0,9493
4:30	5 B	0,09	0,024	0,249	0,18	1,0199
7:30	6 A	1,25	0,029	0,08	0,41	1,121
7:30	6 B	0,09	0,016	0,311	0,15	1,1962
12:00	Saída A	1,37	0,034	0,043	0,42	0,9922
12:00	Saída B	0,09	0,026	0,373	0,12	0,9028

Tempo	Amostra	NH4	NO2	NO3	NTK	Fósforo
0:00	Entrada A	0,17	0,003	0,182	0,77	1,1245
0:15	1 A	0,9	0,031	0,103	0,55	1,2674
0:45	2 A	1,19	0,034	0,043	0,45	1,2662
1:30	3 A	1,27	0,049	0,036	0,5	1,0022
2:30	4 A	1,27	0,053	0,029	0,46	0,9728
4:30	5 A	1,24	0,034	0,076	0,42	0,9493
7:30	6 A	1,25	0,029	0,08	0,41	1,121
12:00	Saída A	1,37	0,034	0,043	0,42	0,9922

Tempo	Amostra	NH4	NO2	NO3	NTK	Fósforo
0:00	Entrada B	0,07	0,003	0,171	0,66	1,5578
0:15	1 B	0,24	0,157	0,165	0,34	1,2309
0:45	2 B	0,44	0,212	0,17	0,26	1,1915
1:30	3 B	0,37	0,313	0,198	0,26	0,9205
2:30	4 B	0,2	0,365	0,268	0,17	0,9669
4:30	5 B	0,09	0,024	0,249	0,18	1,0199
7:30	6 B	0,09	0,016	0,311	0,15	1,1962
12:00	Saída B	0,09	0,026	0,373	0,12	0,9028

PERFIL DE NUTRIENTES - ETAPA TESTE - Cont.

Data: 03/01/02

Tempo	Amostra	ml ácido NH4	absorbância		ml ácido NTK	abs Fósforo
0:00	Entrada A	0,17	0,003	0,158	0,7	1,1245
0:00	Entrada B	0,14	0,003	0,159	0,72	1,5578
0:15	1 A	1,03	0,012	0,096	0,68	1,2674
0:15	1 B	0,35	0,165	0,167	0,49	1,2309
0:45	2 A	1,27	0,031	0,055	0,51	1,2662
0:45	2 B	0,44	0,204	0,167	0,36	1,1915
1:30	3 A	1,43	0,037	0,044	0,52	1,0022
1:30	3 B	0,44	0,353	0,237	0,25	0,9205
2:30	4 A	1,45	0,031	0,038	0,48	0,9728
2:30	4 B	0,4	0,414	0,288	0,22	0,9669
4:30	5 A	1,4	0,024	0,023	0,51	0,9493
4:30	5 B	0,12	0,229	0,361	0,15	1,0199
7:30	6 A	1,47	0,072	0,068	0,54	1,121
7:30	6 B	0,12	0,043	0,412	0,15	1,1962
12:00	Saída A	1,6	0,055	0,069	0,57	0,9922
12:00	Saída B	0,12	0,03	0,45	0,15	0,9028

Tempo	Amostra	NH4	NO2	NO3	NTK	Fósforo
0:00	Entrada A	0,17	0,003	0,158	0,7	1,1245
0:15	1 A	1,03	0,012	0,096	0,68	1,2674
0:45	2 A	1,27	0,031	0,055	0,51	1,2662
1:30	3 A	1,43	0,037	0,044	0,52	1,0022
2:30	4 A	1,45	0,031	0,038	0,48	0,9728
4:30	5 A	1,4	0,024	0,023	0,51	0,9493
7:30	6 A	1,47	0,072	0,068	0,54	1,121
12:00	Saída A	1,6	0,055	0,069	0,57	0,9922

Tempo	Amostra	NH4	NO2	NO3	NTK	Fósforo
0:00	Entrada B	0,14	0,003	0,159	0,72	1,5578
0:15	1 B	0,35	0,165	0,167	0,49	1,2309
0:45	2 B	0,44	0,204	0,167	0,36	1,1915
1:30	3 B	0,44	0,353	0,237	0,25	0,9205
2:30	4 B	0,4	0,414	0,288	0,22	0,9669
4:30	5 B	0,12	0,229	0,361	0,15	1,0199
7:30	6 B	0,12	0,043	0,412	0,15	1,1962
12:00	Saída B	0,12	0,03	0,45	0,15	0,9028

PERFIL DE NUTRIENTES - ETAPA TESTE - Cont.

Data: 14/01/02

Tempo	Amostra	ml ácido NH4	absorbância		ml ácido NTK	abs Fósforo
0:00	Entrada A	0,3	0,003	0,149	0,78	0,397
0:00	Entrada B	0,23	0,003	0,144	0,71	0,373
0:15	1 A	0,94	0,013	0,101	0,51	0,434
0:15	1 B	0,34	0,098	0,131	0,43	0,41
0:45	2 A	1,28	0,032	0,065	0,46	0,395
0:45	2 B	0,44	0,196	0,161	0,3	0,363
1:30	3 A	1,23	0,055	0,049	0,43	0,373
1:30	3 B	0,38	0,194	0,196	0,22	0,332
2:30	4 A	1,17	0,076	0,038	0,43	0,351
2:30	4 B	0,2	0,394	0,163	0,17	0,315
4:30	5 A	1,12	0,045	0,023	0,4	0,322
4:30	5 B	0,18	0,084	0,277	0,14	0,304
7:30	6 A	1,13	0,072	0,055	0,44	0,326
7:30	6 B	0,17	0,026	0,316	0,14	0,301
12:00	Saída A	1,19	0,074	0,058	0,44	0,308
12:00	Saída B	0,15	0,024	0,293	0,14	0,322

Tempo	Amostra	NH4	NO2	NO3	NTK	Fósforo
0:00	Entrada A	0,3	0,003	0,149	0,78	0,397
0:15	1 A	0,94	0,013	0,101	0,51	0,434
0:45	2 A	1,28	0,032	0,065	0,46	0,395
1:30	3 A	1,23	0,055	0,049	0,43	0,373
2:30	4 A	1,17	0,076	0,038	0,43	0,351
4:30	5 A	1,12	0,045	0,023	0,4	0,322
7:30	6 A	1,13	0,072	0,055	0,44	0,326
12:00	Saída A	1,19	0,074	0,058	0,44	0,308

Tempo	Amostra	NH4	NO2	NO3	NTK	Fósforo
0:00	Entrada B	0,23	0,003	0,144	0,71	0,373
0:15	1 B	0,34	0,098	0,131	0,43	0,41
0:45	2 B	0,44	0,196	0,161	0,3	0,363
1:30	3 B	0,38	0,194	0,196	0,22	0,332
2:30	4 B	0,2	0,394	0,163	0,17	0,315
4:30	5 B	0,18	0,084	0,277	0,14	0,304
7:30	6 B	0,17	0,026	0,316	0,14	0,301
12:00	Saída B	0,15	0,024	0,293	0,14	0,322

PERFIL DE NUTRIENTES - ETAPA TESTE - Cont.

Data: 21/01/02

		ml ácido	absorbância		ml ácido	abs
Tempo	Amostra	NH4	NO2	NO3	NTK	Fósforo
0:00	Entrada A	0,18	0,004	0,118	0,76	0,318
0:00	Entrada B	0,23	0,007	0,182	0,79	0,456
0:15	1 A	0,99	0,112	0,098	0,48	0,418
0:15	1 B	0,36	0,193	0,199	0,42	0,521
0:45	2 A	1,18	0,166	0,064	0,42	0,378
0:45	2 B	0,54	0,133	0,132	0,33	0,437
1:30	3 A	1,13	0,187	0,061	0,38	0,365
1:30	3 B	0,46	0,255	0,196	0,27	0,386
2:30	4 A	1,1	0,235	0,066	0,38	0,349
2:30	4 B	0,2	0,323	0,223	0,19	0,366
4:30	5 A	1,03	0,325	0,079	0,36	0,334
4:30	5 B	0,07	0,098	0,252	0,15	0,311
7:30	6 A	1,03	0,438	0,102	0,36	0,315
7:30	6 B	0,07	0,111	0,213	0,15	0,341
12:00	Saída A	1,03	0,512	0,104	0,37	0,365
12:00	Saída B	0,07	0,087	0,262	0,15	0,33

Tempo	Amostra	NH4	NO2	NO3	NTK	Fósforo
0:00	Entrada A	0,18	0,004	0,118	0,76	0,318
0:15	1 A	0,99	0,112	0,098	0,48	0,418
0:45	2 A	1,18	0,166	0,064	0,42	0,378
1:30	3 A	1,13	0,187	0,061	0,38	0,365
2:30	4 A	1,1	0,235	0,066	0,38	0,349
4:30	5 A	1,03	0,325	0,079	0,36	0,334
7:30	6 A	1,03	0,438	0,102	0,36	0,315
12:00	Saída A	1,03	0,512	0,104	0,37	0,365

Tempo	Amostra	NH4	NO2	NO3	NTK	Fósforo
0:00	Entrada B	0,23	0,007	0,182	0,79	0,456
0:15	1 B	0,36	0,193	0,199	0,42	0,521
0:45	2 B	0,54	0,133	0,132	0,33	0,437
1:30	3 B	0,46	0,255	0,196	0,27	0,386
2:30	4 B	0,2	0,323	0,223	0,19	0,366
4:30	5 B	0,07	0,098	0,252	0,15	0,311
7:30	6 B	0,07	0,111	0,213	0,15	0,341
12:00	Saída B	0,07	0,087	0,262	0,15	0,33

PERFIL DE NUTRIENTES - ETAPA TESTE - Cont.

Data: 28/01/02

Tempo	Amostra	ml ácido		absorbância		ml ácido		abs
		NH4	NO2	NO3	NTK	Fósforo		
0:00	Entrada A	0,16	0,0023	0,6655	0,44	0,318		
0:00	Entrada B	0,15	0,0016	0,8957	0,6	0,456		
0:15	1 A	0,54	0,149	0,3264	0,25	0,418		
0:15	1 B	0,38	0,0628	0,5695	0,36	0,521		
0:45	2 A	0,62	0,1898	0,2999	0,22	0,378		
0:45	2 B	0,55	0,0659	0,4359	0,27	0,437		
1:30	3 A	0,54	0,244	0,3837	0,28	0,365		
1:30	3 B	0,45	0,1216	0,6464	0,23	0,386		
2:30	4 A	0,42	0,298	0,6026	0,21	0,349		
2:30	4 B	0,22	0,1571	0,9003	0,16	0,366		
4:30	5 A	0,28	0,454	0,7936	0,16	0,334		
4:30	5 B	0,13	0,89	1,0516	0,12	0,311		
7:30	6 A	0,2	0,59	1,1117	0,12	0,315		
7:30	6 B	0,12	0,441	1,1135	0,13	0,341		
12:00	Saída A	0,14	0,784	1,5388	0,12	0,365		
12:00	Saída B	0,12	0,572	1,9	0,12	0,33		

Tempo	Amostra	NH4	NO2	NO3	NTK	Fósforo
0:00	Entrada A	0,16	0,0023	0,6655	0,44	0,318
0:15	1 A	0,54	0,149	0,3264	0,25	0,418
0:45	2 A	0,62	0,1898	0,2999	0,22	0,378
1:30	3 A	0,54	0,244	0,3837	0,28	0,365
2:30	4 A	0,42	0,298	0,6026	0,21	0,349
4:30	5 A	0,28	0,454	0,7936	0,16	0,334
7:30	6 A	0,2	0,59	1,1117	0,12	0,315
12:00	Saída A	0,14	0,784	1,5388	0,12	0,365

Tempo	Amostra	NH4	NO2	NO3	NTK	Fósforo
0:00	Entrada B	0,15	0,0016	0,8957	0,6	0,456
0:15	1 B	0,38	0,0628	0,5695	0,36	0,521
0:45	2 B	0,55	0,0659	0,4359	0,27	0,437
1:30	3 B	0,45	0,1216	0,6464	0,23	0,386
2:30	4 B	0,22	0,1571	0,9003	0,16	0,366
4:30	5 B	0,13	0,89	1,0516	0,12	0,311
7:30	6 B	0,12	0,441	1,1135	0,13	0,341
12:00	Saída B	0,12	0,572	1,9	0,12	0,33

PERFIL DE NUTRIENTES - ETAPA TESTE - Cont.

Data: 18/02/02

Tempo	Amostra	ml ácido	absorbância		ml ácido	abs
		NH4	NO2	NO3	NTK	Fósforo
0:00	Entrada A	0,42	0,003	0,727	0,78	1,827
0:00	Entrada B	0,43	0,003	0,7726	0,83	2,0097
0:15	1 A	0,41	0,121	0,3469	0,34	1,7753
0:15	1 B	0,38	0,1029	0,3534	0,37	1,7218
0:45	2 A	0,5	0,234	0,2868	0,18	0,8305
0:45	2 B	0,44	0,094	0,257	0,24	0,4878
1:30	3 A	0,4	0,354	0,4359	0,2	0,77
1:30	3 B	0,34	0,1118	0,3697	0,22	1,2113
2:30	4 A	0,32	0,503	0,5579	0,2	1,5201
2:30	4 B	0,24	0,1407	0,4731	0,15	1,409
4:30	5 A	0,13	0,648	0,7717	0,12	1,3708
4:30	5 B	0,11	0,844	0,5989	0,13	1,3111
7:30	6 A	0,11	0,616	0,822	0,12	1,4032
7:30	6 B	0,11	0,663	0,8583	0,1	1,3538
12:00	Saída A	0,11	0,741	0,2384	0,1	2,5946
12:00	Saída B	0,11	0,04	0,1994	0,1	2,382

Tempo	Amostra	NH4	NO2	NO3	NTK	Fósforo
0:00	Entrada A	0,42	0,003	0,727	0,78	1,827
0:15	1 A	0,41	0,121	0,3469	0,34	1,7753
0:45	2 A	0,5	0,234	0,2868	0,18	0,8305
1:30	3 A	0,4	0,354	0,4359	0,2	0,77
2:30	4 A	0,32	0,503	0,5579	0,2	1,5201
4:30	5 A	0,13	0,648	0,7717	0,12	1,3708
7:30	6 A	0,11	0,616	0,822	0,12	1,4032
12:00	Saída A	0,11	0,741	0,2384	0,1	2,5946

Tempo	Amostra	NH4	NO2	NO3	NTK	Fósforo
0:00	Entrada B	0,43	0,003	0,7726	0,83	2,0097
0:15	1 B	0,38	0,1029	0,3534	0,37	1,7218
0:45	2 B	0,44	0,094	0,257	0,24	0,4878
1:30	3 B	0,34	0,1118	0,3697	0,22	1,2113
2:30	4 B	0,24	0,1407	0,4731	0,15	1,409
4:30	5 B	0,11	0,844	0,5989	0,13	1,3111
7:30	6 B	0,11	0,663	0,8583	0,1	1,3538
12:00	Saída B	0,11	0,04	0,1994	0,1	2,382