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

**Aplicação de lise celular forçada em sistema de tratamento
aeróbio precedido de reator UASB**

MARILU PEREIRA SERAFIM PARSEKIAN

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. Dr. EDUARDO CLETO PIRES

São Carlos
2003

**Ao meu esposo,
Guilherme Aris.**

Agradecimentos

À FAPESP – Fundação de Amparo a Pesquisa do Estado de São Paulo pelo financiamento do projeto de pesquisa e pela bolsa de doutorado.

Ao amigo e orientador Prof. Eduardo Cleto Pires pelos conhecimentos transmitidos, pelo otimismo, pela confiança e credibilidade empregada e pela oportunidade de realizar esse trabalho.

Aos meus pais (Irineu e Irene), ao meu marido Guilherme, aos meus irmãos (Irineu Jr. e Marissol), aos meus sogros (Rapiel e Beatriz), pelo amor, compreensão e entusiasmo que proporcionaram forças para a realização do trabalho.

Ao Prof. Marcelo Zaiat que realizou um trabalho de co-orientador e ao longo de todo o desenvolvimento do trabalho fez excelentes observações.

Ao Prof. Marco Antonio Penalva Reali por permitir a instalação dos reatores no laboratório de tratamento e reuso de águas residuárias.

Ao Prof. Pedro Além Sobrinho e Prof. Marcos Von Sperling pela ajuda oferecida na tentativa de eliminar o problema do bulking de lodo.

Ao Prof. Luiz Antonio Daniel pelos esclarecimentos técnicos da utilização de hipoclorito de sódio e pelo apoio prestado durante o desenvolvimento do trabalho.

À bióloga Dra. Eloiza P. Gianotti pelo auxílio nas análises de microscopia óptica e pela amizade.

À profa. Elisabete Moraes, Maria Ângela T. Adorno e Maria Bernadete A. V. Silva pela orientação na realização das análises laboratoriais e pelo afeto.

Ao prof. Edson Luiz Silva pela orientação na calibração da vazão de ar utilizada no reator aeróbio.

Aos técnicos do laboratório de saneamento Paulo Fragiácomo, Júlio Trofino e Maria Aparecida Viudes pelo suporte na prática das análises.

Ao técnico Roberto Bergamo pelo auxílio na montagem experimental e pelo companheirismo.

Aos técnicos Wagner, Francisco, André, Edson, Sr. Penazzi, Adolfo (oficina mecânica), Jeremias (marcenaria), Sr Edivaldo (vidreiro da Física) pelo auxílio na construção e instalação dos reatores.

Ao colega Alexandre Silveira pelo suporte na análise de oxigênio dissolvido.

Às secretárias Maria Auxiliadora de C. A. Pin (Sá) e Pavlovna Damião R. Bueno (Pavi) pelo auxílio recebido em todos os momentos.

À Flávia pela preparação das prestações de contas e pelo carinho.e à Rose (recepção) e D. Terezinha (responsável pela limpeza do LATAR) pela carinhosa atenção.

À Selma Cubas pelo apoio em todo o desenvolvimento desse trabalho e por sua amizade.

À Andréa Buzzini pelo apoio na montagem e operação dos reatores.

Ao Márcio Barbosa pelo auxílio no período experimental e pelo carisma.

Ao colega André Oliveira pela instrução da metodologia para análise de nitrogênios Kjeldahl e amoniacal, nitrito e nitrato e operação dos equipamentos utilizados para essas análises.

Ao Douglas Silva pelo apoio operacional, pelo companheirismo e pela ajuda na desmontagem da parte experimental.

Aos amigos Rogério, Leila, Marcelo, Ajadir Fazolo, Luci, Nélia, Lorena, Sávia, Giovana, Ariovaldo, Luciana, André, Neyson, Romeu, Rogers e Samantha, Ivana, Luís Alberto, Flávia, Sônia, Walmir, Arnaldo, Fernando, Thiago, Karina, Dirlane, Mércia, Leonardo pela ternura e colaboração no desenvolvimento do trabalho.

Ao PhD. John Copp pelos esclarecimentos e auxílio na utilização do software GPS-X, sem o qual não seria possível a realização da simulação.

Aos amigos do Congresso AIDIS Antonio Eduardo Giansante, Edson A. Abdul Nour, Gilcélia e Giovana Wiecheteck, João Sérgio Cordeiro, José Roberto Guimarães, Paulo Belli Filho, Rosângela F. Velleca e Tsunao Matsumoto pelas experiências trocadas e pelo companheirismo.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	i
LISTA DE TABELAS	vi
LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS	xi
LISTA DE SÍMBOLOS	xii
RESUMO	xiv
ABSTRACT	xv
1 Introdução	1
2 Objetivos	5
3 Revisão Bibliográfica	6
3.1 Tratamento anaeróbio e aeróbio de águas residuárias:	6
3.2 Lise celular e produção de lodo	144
3.3 Remoção de nutrientes: nitrogênio e fósforo	21
3.4 Crescimento de microrganismos filamentosos	27
4 Metodologia	344
4.1 Considerações gerais	34
4.2 Montagem experimental do tratamento combinado anaeróbio/aeróbio.	36
4.2.1 Descrição do sistema anaeróbio	36
4.2.2 Descrição do sistema aeróbio	37
4.3 Operação do sistema de tratamento.	39
4.4 Pontos de amostragem e variáveis analisadas.	41
4.5 Características do despejo sintético simulando esgoto sanitário	43
4.6 Partida do reator UASB	45
4.7 Partida do reator aeróbio	46
4.8 Procedimento de operação dos reatores	46
4.8.1 Equipamento utilizado para promover a lise celular.	47
4.8.1.1 Definição da potência e do tempo de exposição ao ultra-som	49
5 Resultados e Discussão	50
5.1 Partida do reator UASB	50
5.2 Definição da potência e do tempo de exposição do lodo aeróbio ao ultra-som	52
5.3 Resultados da fase de controle e da fase com aplicação de lise celular	57
5.3.1 Análise dos resultados da demanda química de oxigênio	58
5.3.2 Análise do potencial hidrogeniônico	62
5.3.3 Análise da composição de gases no reator UASB	63
5.3.4 Análise da Alcalinidade	64
5.3.5 Análise dos ácidos graxos voláteis	677
5.3.6 Análise do nitrogênio total Kjeldahl	68
5.3.7 Análise do nitrogênio amoniacal	69
5.3.8 Análise dos resultados do nitrito	71
5.3.9 Análise dos resultados do nitrato	72
5.3.10 Análise do nitrogênio total	73
5.3.11 Análise dos resultados do nitrogênio no reator UASB	74

5.3.12	Análise dos resultados do nitrogênio no tanque de aeração	75
5.3.13	Análise dos resultados do nitrogênio no sedimentador	77
5.3.14	Análise dos resultados do fósforo	81
5.3.15	Análise dos resultados dos sólidos suspensos totais	82
5.3.16	Análise dos sólidos suspensos voláteis	84
5.4	Caracterização Microbiológica do Lodo	86
5.4.1	Lodo anaeróbio	86
5.4.2	Lodo aeróbio	90
6	Balanço de massa	97
6.1	Balanço de Massa do material orgânico durante a fase de controle	98
6.1.1	Descrição das variáveis empregadas no balanço de massa	100
6.2	Balanço de massa do material nitrogenado em termos de nitrogênio total na fase de controle	104
6.2.1	Descrição das variáveis empregadas no balanço de massa	105
6.3	Balanço de massa do material fosforado na fase de controle	107
6.3.1	Descrição das variáveis empregadas no balanço de massa	109
6.4	Balanço de massa do material orgânico durante a fase com aplicação de lise celular	111
6.5	Balanço de massa do material nitrogenado em termos de nitrogênio total durante a fase com aplicação de lise celular	113
6.6	Balanço de massa do material fosforado durante a fase com aplicação de lise celular	114
7	Simulação	117
7.1	Considerações feitas na construção dos sistemas	119
7.2	Modelo do ASM1	121
7.3	Cálculo de DQO, sólidos, NTK e fósforo total	123
7.3.1	Cálculo da demanda química de oxigênio	123
7.3.2	Cálculo dos sólidos	123
7.3.3	Cálculo de nitrogênio	124
7.3.4	Cálculo de fósforo	124
7.4	Resultados da Simulação	124
8	Conclusões	133
9	Sugestões de trabalhos	136
10	Referência Bibliográfica	138
Apêndice A		150
Apêndice B		165
Apêndice C		188
Apêndice D		194
Apêndice E		215
Apêndice F		219

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1: Apresentação esquemática do crescimento e colapso da bolha pela cavitação ultra-sônica	15
Figura 3.2: Velocidade de crescimento como uma função da concentração de substrato - Eckenfelder (1989)	28
Figura 3.3: Relação entre A/M e oxigênio dissolvido para bulking do lodo de água residuária de papel e polpa - Eckenfelder e Petr Grau (1992)	29
Figura 4.1: Fluxograma do sistema de tratamento de esgoto sintético sanitário na fase de controle	35
Figura 4.2: Fluxograma do sistema de tratamento de esgoto sintético sanitário na fase empregando a lise celular	35
Figura 4.3: Características físicas e fotografia do reator UASB utilizado na pesquisa (dimensões em cm)	37
Figura 4.4: Características físicas e fotografia do reator aeróbio utilizado no trabalho - (Dimensões em cm)	38
Figura 4.5: Características físicas e fotografia do sedimentador utilizado no desenvolvimento dessa pesquisa – (Dimensões em cm)	39
Figura 4.6: Esquema da montagem experimental - Reator UASB, Tanque de aeração e Sedimentador Secundário	40
Figura 4.7: Fotografias dos reatores utilizados no tratamento de esgoto sanitário sintético (reator UASB e lodos ativados)	40
Figura 4.8: Informações técnicas sobre a bomba dosadora empregada no estudo.	41
Figura 4.9: Características do esgoto sanitário sintético utilizado no trabalho na fase de controle	45
Figura 4.10: Fotografia do equipamento utilizado para realizar lise celular e detalhe da sonda de ultra-som	47
Figura 5.1: Relação AI/AP no efluente do reator UASB durante partida	51
Figura 5.2: Resultados da DQO na partida do reator UASB	51
Figura 5.3: Resultados da produção de gases na partida do reator UASB	52
Figura 5.4: Resultados da DQO da amostra bruta do lodo aeróbio lisado em potências de 50W, 75W e 100W	53
Figura 5.5: Resultados da análise da DQO da amostra de lodo aeróbio lisado e filtrado	54
Figura 5.6: Resultados da DQO da amostra filtrada em função da relação energia/volume empregada para promover a lise celular	55
Figura 5.7: Gráfico da DQO em função de Energia/volume	56
Figura 5.8: Resultados da DQO da amostra bruta do sistema combinado, nas fases de controle e de aplicação de lise celular	59

Figura 5.9: Resultados da DQO da amostra filtrada do sistema combinado, nas fases de controle e de aplicação de lise celular	60
Figura 5.10: Resultados da eficiência de remoção da DQO do sistema combinado, nas fases de controle e de lise celular	62
Figura 5.11: Resultados do pH no sistema combinado, na fase de controle e na fase com lise celular	63
Figura 5.12: Resultados da medição de gases produzidos no reator UASB, na fase de controle e na fase com lise celular	64
Figura 5.13: Resultados das medições da alcalinidade à bicarbonato no sistema combinado, nas fases de controle e de emprego da lise celular	65
Figura 5.14: Relação AI/AP no efluente do reator UASB nas fases de controle e com aplicação de lise celular	66
Figura 5.15: Resultados das concentrações dos ácidos graxos voláteis no sistema combinado, na fase de controle e na fase com lise celular	67
Figura 5.16: Resultados das concentrações de NTK no sistema combinado, nas fases de controle e de aplicação de lise celular	68
Figura 5.17: Resultados das concentrações de N-NH_3 no sistema anaeróbio/aeróbio, nas fases de controle e de aplicação da lise celular	70
Figura 5.18: Resultados das concentrações de nitrito no sistema de tratamento de esgoto sanitário sintético na fase de controle e na fase com lise celular	71
Figura 5.19: Resultados das concentrações de N-NO_3^- no sistema anaeróbio/aeróbio nas fases de controle e com lise celular	72
Figura 5.20: Resultados das medições de nitrogênio orgânico no reator UASB, nas fases de controle e com aplicação de lise celular	74
Figura 5.21: Resultados das medições de nitrito e nitrato no reator UASB, nas fases de controle e com aplicação de lise celular	75
Figura 5.22: Resultados das medições de nitrogênio orgânico no tanque de aeração, na fase de controle e na fase com lise celular	76
Figura 5.23: Resultados das medições de nitrito e nitrato no tanque de aeração, na fase de controle e na fase com lise celular	76
Figura 5.24: Resultados das medidas de nitrogênio orgânico no sedimentador, nas fases de controle e de lise celular	77
Figura 5.25: Resultados das medidas de nitrito e nitrato no sedimentador, nas fases de controle e de lise celular	78
Figura 5.26: Resultados do tempo de retenção celular no tanque de aeração durante a fase de controle e a fase com aplicação de lise celular	79
Figura 5.27: Resultados das concentrações de P no sistema de tratamento de esgoto sanitário sintético, nas fases de controle e de emprego da lise celular	82
Figura 5.28: Resultados das concentrações de SST no sistema combinado, nas fases de controle e com lise celular	84

Figura 5.29: Resultados das concentrações de SSV no sistema anaeróbio/aeróbio, nas fases de controle e de aplicação da lise celular	84
Figura 5.30: Correlação entre SSV e SST no tanque de aeração na fase de controle	85
Figura 5.31: Correlação entre SSV e SST no tanque de aeração na fase com aplicação de lise celular	86
Figura 5.32: Fotografias (a) e (b) caracterizando o inóculo do reator anaeróbio	87
Figura 5.33: Fotografias (c) e (d) caracterizando o inóculo do reator anaeróbio	87
Figura 5.34: Fotografias (a) e (b) da análise de microscopia óptica da manta de lodo do reator UASB no término da pesquisa	88
Figura 5.35: Fotografias da análise de microscopia óptica da manta de lodo do reator UASB no término da pesquisa	88
Figura 5.36: Fotografias da análise de microscopia óptica caracterizando o lodo flotado no reator UASB (a, b, c, d, e, f)	89
Figura 5.37: Fotografias da análise de microscopia óptica caracterizando o lodo flotado no reator UASB (f, h i, j)	90
Figura 5.38: Fotografias de caracterização do lodo aeróbio empregado como inóculo (a, b, c, d)	91
Figura 5.39: Fotografias de caracterização do inóculo do reator aeróbio (e, f, g, h)	92
Figura 5.40: Fotografias com resultado da análise microscópica do lodo aeróbio após 5 minutos de exposição ao ultra-som	93
Figura 5.41: Fotografias da análise microscópica do lodo aeróbio após 10 minutos de exposição ao ultra-som	94
Figura 5.42: Fotografias produto da análise microscópica do lodo aeróbio após 15 minutos de exposição ao ultra-som	95
Figura 5.43: Fotografias com resultado da análise microscópica do lodo aeróbio após 20 minutos de exposição ao ultra-som	96
Figura 6.1: Esquema do balanço de massa do material orgânico na fase de controle	99
Figura 6.2: Esquema do sistema de tratamento apresentando os resultados do balanço de massa do material orgânico na fase de controle	103
Figura 6.3: Esquema do balanço de massa do material nitrogenado na fase de controle	105
Figura 6.4: Esquema do sistema de tratamento apresentando os resultados do balanço de massa do material nitrogenado na fase de controle	107
Figura 6.5: Esquema do balanço de massa do material fosforado na fase de controle	108

Figura 6.6: Esquema do sistema de tratamento apresentando os resultados do balanço de massa do material fosforado na fase de controle	111
Figura 6.7: Esquema do balanço de massa do material orgânico na fase de aplicação de lise celular	112
Figura 6.8: Esquema do sistema de tratamento apresentando os resultados do balanço de massa do material orgânico na fase com aplicação de lise celular	112
Figura 6.9: Esquema do balanço de massa do material nitrogenado na fase com aplicação de lise celular	113
Figura 6.10: Esquema do sistema de tratamento apresentando os resultados do balanço de massa do material nitrogenado na fase com aplicação de lise celular	114
Figura 6.11: Esquema do balanço de massa do material fosforado na fase com aplicação de lise celular	115
Figura 6.12: Esquema do sistema de tratamento apresentando os resultados do balanço de massa do material fosforado na fase com aplicação de lise celular	115
Figura 7.1: Layout do sistema de tratamento de esgoto sanitário na fase de controle	118
Figura 7.2: Layout do sistema de tratamento de esgoto sanitário com aplicação de lise celular	118
Figura 7.3: Resultados do balanço de massa da matéria orgânica, do nitrogênio Kjeldahl e do fósforo em regime permanente para fase de controle em escala de bancada	123
Figura 7.4: Resultados do balanço de massa do material orgânico, do nitrogênio Kjeldahl e do fósforo em regime permanente representando fase com lise celular em escala de bancada	123
Figura 7.5: Resultado da simulação realizada em escala de bancada com emprego da lise celular para a demanda química de oxigênio	129
Figura 7.6: Resultado da simulação realizada em escala de bancada com emprego da lise celular para a concentração de NTK	129
Figura 7.7: Resultado da simulação realizada em escala de bancada com emprego da lise celular para a concentração de fósforo	130
Figura 7.8: Resultados da simulação da DQO do sistema de tratamento de lodos ativados em escala real recebendo efluente de reator UASB e retorno de lodo lisado	130
Figura 7.9: Resultados da simulação da concentração de NTK do sistema de tratamento de lodos ativados em escala real recebendo efluente de reator UASB e retorno de lodo lisado	131
Figura 7.10: Resultados da simulação da concentração de fósforo do sistema de tratamento de lodos ativados em escala real recebendo efluente de reator UASB e retorno de lodo lisado	131

Figura 7.11: Resultado do balanço de massa de DQO, NTK e fósforo em regime dinâmico (cinco anos de simulação) para a escala de bancada com aplicação de lise celular	132
Figura 7.12: Resultado do balanço de massa de DQO, NTK e fósforo em regime dinâmico (cinco anos de simulação) para a escala real com aplicação de lise celular	132
Figura B.1: Resultados da eficiência de remoção de DQO durante partida do reator UASB, usando inóculo de cervejaria.	167
Figura B.2: Resultados das medições de ácidos graxos voláteis durante partida do reator UASB com inóculo de cervejaria	167
Figura B.3: Fotografias produto da análise de microscopia óptica do lodo anaeróbio após 30 dias em operação no reator UASB	169
Figura B.4: Resultados da eficiência de remoção da DQO durante partida e operação do reator UASB utilizando inóculo de abatedouro de aves e substrato sintético	172
Figura B.5: Resultados da concentração de ácidos graxos voláteis durante partida e operação do reator UASB utilizando inóculo de abatedouro de aves e substrato sintético	177
Figura B.6: Resultados da eficiência de remoção de DQO durante a partida do reator UASB usando inóculo de abatedouro de aves	182
Figura B.7: Relação alcalinidade a bicarbonato/DQO no reator UASB durante a partida com inóculo de abatedouro de aves	184
Figura B.8: Resultados das medidas de ácidos graxos voláteis na partida do reator UASB empregando inóculo de abatedouro de aves	184
Figura C.1: Dados físicos (a) e fotografia do sedimentador inicialmente usado no tratamento do despejo sanitário sintético(b)	189
Figura C.2: Fotografias de análise de microscopia óptica do inóculo (a) e do lodo durante operação tratando substrato sintético(b)	190
Figura C.3: Fotografias do sistema de lodos ativados (a) e detalhe da precária sedimentação (b) durante a fase de operação do sistema anaeróbio/aeróbio com fluxo contínuo	191
Figura C.4: Fotografias da análise microscópica do lodo aeróbio caracterizando morfologias de bactérias filamentosas no período de entumescimento do lodo	191

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1: Característica de sedimentação do lodo e o índice volumétrico do lodo (IVL) - Eckenfelder e Petr Grau (1992)	29
Tabela 4.1: Parâmetros analisados no afluente e efluente de cada reator	42
Tabela 4.2: Composição do substrato sintético simulando esgoto sanitário (TORRES-1992)	44
Tabela 4.3: Composição do substrato sintético para produção de 1 litro de esgoto com DQO de 500 mgDQO.l ⁻¹	44
Tabela 4.4: Concentração das soluções de sais minerais usadas na composição do substrato sintético simulando esgoto sanitário	44
Tabela 4.5: Dados técnicos sobre o equipamento de ultra-som da marca Thorton	48
Tabela 5.1: Resultados da DQO das amostras bruta e filtrada empregando equipamento de ultra-som para potências de 50 W, 75 W e 100 W e diferentes tempos de exposição	55
Tabela 5.2: Valores médios (Média), desvio padrão (DP) e número de amostras das medições de acompanhamento (n) nos reatores UASB, lodos ativados e efluente tratado nas fases de controle e de lise celular	57
Tabela 5.3: Valores médios da DQO do sistema de tratamento combinado na fase de controle e na fase com aplicação de lise celular	60
Tabela 5.4: Valores médios (M), desvio padrão (DP) e número de amostras (n) da alcalinidade parcial (AP), intermediária (AI) e total (AT), das concentrações dos ácidos graxos voláteis (AGV) e da relação AI/AP no efluente do reator UASB nas fases de controle e com lise celular	66
Tabela 5.5: Resumo dos resultados das concentrações de NTK, N-NH ₃ , (N-org), N-NO ₂ ⁻ e N-NO ₃ ⁻ no afluente e no efluente do sistema de tratamento combinado nas fases de controle e com lise celular	74
Tabela 5.6: Resumo dos resultados da concentração de P no afluente e no efluente do sistema de tratamento combinado nas fases de controle e de emprego da lise celular	81
Tabela 5.7: Relação SSV/SST no tanque de aeração nas fases de controle e com lise celular	85
Tabela 7.1: Variáveis de estado da biblioteca CNP	120
Tabela 7.2: Medidas da DQO e concentrações de NTK, P e SST no efluente dos quatro layouts simulados para um período de 5 anos, o tempo de retenção celular no tanque de aeração e o tempo de detenção hidráulica no tanque de aeração e no sedimentador	127
Tabela A.1: Leituras, valores máximos, mínimos e médios da DQO da amostra bruta e da amostra filtrada do sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas	151

Tabela A.2: Leituras, valores máximos e mínimos do pH do sistema combinado e número de amostras analisadas	152
Tabela A.3: Leituras, valores máximos, mínimos e médios dos gases produzidos no reator UASB, desvio padrão e número de amostras analisadas	153
Tabela A.4: Leituras, valores máximos, mínimos e médios das medidas de alcalinidade total (AT), intermediária (AI) e parcial (AP) e da relação AI/AP no efluente do reator UASB, desvio padrão e número de amostras analisadas	154
Tabela A.5: Leituras, valores máximos, mínimos e médios das medidas de alcalinidade a bicarbonato no sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas	155
Tabela A.6: Leituras, valores máximos, mínimos e médios das concentrações de ácidos graxos voláteis no sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas	156
Tabela A.7: Leituras, valores máximos, mínimos e médios das medidas de NTK no sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas	157
Tabela A.8: Leituras, valores máximos, mínimos e médios da concentração de N-NH_3 no sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas	158
Tabela A.9: Leituras, valores máximos, mínimos e médios da concentração de nitrito (N-NO_2^-) no sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas	159
Tabela A.10: Leituras, valores máximos, mínimos e médios das medições de N-NO_3^- no sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas	160
Tabela A.11: Resultados do tempo de retenção celular (θ_c) e da relação alimento/microrganismo (A/M) no tanque de aeração durante a fase de controle e a fase com aplicação de lise celular	161
Tabela A.12: Leituras, valores máximos, mínimos e médios da concentração de P no sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas	162
Tabela A.13: Leituras, valores máximos, mínimos e médios da concentração de SST no sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas.	163
Tabela A.14: Leituras, valores máximos, mínimos e médios da concentração de SSV no sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas	164
Tabela B.1: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras (bruta e filtrada) da DQO do afluente e do efluente do reator UASB com inóculo de cervejaria	166

Tabela B.2: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras das medidas da alcalinidade parcial (AP), alcalinidade total (AT), alcalinidade a bicarbonato (AB) e ácidos graxos voláteis (AGV) do afluente e do efluente do reator UASB com inóculo de cervejaria	168
Tabela B.3: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras da produção de gases no reator UASB com inóculo de cervejaria	168
Tabela B.4: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras (bruta e filtrada) da DQO do afluente e do efluente do reator UASB com inóculo de reator anaeróbico em batelada	170
Tabela B.5: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras da alcalinidade parcial (AP), alcalinidade total (AT), alcalinidade a bicarbonato (AB) e concentração de ácidos graxos voláteis (AGV) do afluente e do efluente do reator UASB com inóculo de reator anaeróbico em batelada	170
Tabela B.6: Leituras, valores médios (M), desvio padrão (DP) e número de amostras da produção de gases no reator UASB com inóculo de reator anaeróbico em batelada	171
Tabela B.7: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras (bruta e filtrada) da DQO do afluente e do efluente do reator UASB com inóculo de abatedouro de aves	173
Tabela B.8: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras da alcalinidade parcial (AP), alcalinidade total (AT), alcalinidade a bicarbonato (AB) e da concentração de ácidos graxos voláteis (AGV) do afluente e do efluente do reator UASB com inóculo de abatedouro de aves	175
Tabela B.9: Leituras, valores médios (M), desvio padrão (DP) e número de amostras da produção de gases no reator UASB com inóculo de abatedouro de aves	178
Tabela B.10: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras (bruta e filtrada) da DQO do afluente e do efluente do reator UASB com inóculo de abatedouro de aves	180
Tabela B.11: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras da alcalinidade parcial (AP), alcalinidade total (AT), alcalinidade a bicarbonato (AB) e da concentração de ácidos graxos voláteis (AGV) do afluente e do efluente do reator UASB com inóculo de abatedouro de aves	180
Tabela B.12: Leituras, valores médios (M), desvio padrão (DP) e número de amostras da produção de gases no reator UASB com inóculo de abatedouro de aves	181
Tabela B.13: Valores das cargas orgânicas volumétricas (COV) e aplicadas ao lodo (COA_l) durante a partida do reator UASB com concentração de $1000 \text{ mgDQO.l}^{-1}$	181
Tabela B.14: Valores afluentes ao reator UASB da DQO, da alcalinidade a bicarbonato e relação alcalinidade a bicarbonato/DQO durante partida do reator empregando lodo de abatedouro de aves	183

Tabela B.15: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras (bruta e filtrada) da DQO do afluente e do efluente do reator UASB com inóculo de abatedouro de aves	185
Tabela B.16: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras da alcalinidade parcial (AP), alcalinidade total (AT), alcalinidade a bicarbonato (AB) e da concentração de ácidos graxos voláteis (AGV) do afluente e do efluente do reator UASB com inóculo de abatedouro de aves	186
Tabela B.17: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras da produção de gases no reator UASB com inóculo de abatedouro de aves.	187
Tabela D.1: Resultado do teste Z para as medidas da DQO bruta afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular	196
Tabela D.2: Resultado do teste Z para as medidas da DQO da amostra filtrada afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular	197
Tabela D.3: Resultado do teste Z para as eficiências de remoção da DQO no reator UASB, no sistema de lodos ativados e global nas fases de controle e com aplicação de lise celular	198
Tabela D.4: Resultado do teste Z para as medidas de nitrogênio, metano e gás carbônico (CO ₂) nas fases de controle e com aplicação de lise celular	199
Tabela D.5: Resultado do teste Z para as medidas da alcalinidade a bicarbonato afluente com 24 horas, afluente novo, efluente UASB e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular	200
Tabela D.6: Resultado do teste Z para a relação AI/AP no efluente do reator UASB nas fases de controle e com aplicação de lise celular	201
Tabela D.7: Resultado do teste Z para as medidas de ácidos graxos voláteis afluente com 24 horas, afluente novo, efluente UASB e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular	201
Tabela D.8: Resultado do teste Z para as concentrações de NTK afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular do dia 1 ao 25	202
Tabela D.9: Resultado do teste Z para as concentrações de NTK afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular do dia 25 ao 50	203
Tabela D.10: Resultado do teste Z para as concentrações de NTK afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular do dia 50 ao 77	204
Tabela D.11: Resultado do teste Z para as concentrações de NTK afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente na fase com aplicação de lise celular do dia 1 ao 25 e do dia 50 ao 77	205

Tabela D.12: Resultado do teste Z para as concentrações de nitrogênio amoniacal afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular no período do dia 1-49	206
Tabela D.13: Resultado do teste Z para as concentrações de nitrogênio amoniacal afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular no período do dia 50-77	207
Tabela D.14: Resultado do teste Z para as concentrações de nitrogênio orgânico afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular	208
Tabela D.15: Resultado do teste Z para as concentrações de nitrito afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular	209
Tabela D.16: Resultado do teste Z para as concentrações de nitrato afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular	210
Tabela D.17: Resultado do teste Z para as concentrações de fósforo afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular	211
Tabela D.18: Resultado do teste Z para as concentrações de sólidos suspensos totais afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular	212
Tabela D.19: Resultado do teste Z para as concentrações de sólidos suspensos voláteis afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular	213
Tabela D.20: Resultado do teste Z para o tempo de retenção celular nas fases de controle e com aplicação de lise celular	214
Tabela F.1: Equacionamento utilizado para representar o fenômeno da lise celular na caixa preta	219
Tabela F.2: Características físicas, operacionais, coeficientes estequiométricos e cinéticos utilizados no layout representando fase de controle em escala de bancada	220
Tabela F.3: Características físicas, operacionais, coeficientes estequiométricos e cinéticos utilizados no layout representando fase com aplicação de lise celular em escala de bancada	224
Tabela F.4: Características físicas, operacionais, coeficientes estequiométricos e cinéticos utilizados no layout representando fase de controle em escala real	226
Tabela F.5: Características físicas, operacionais, coeficientes estequiométricos e cinéticos utilizados no layout representando fase com aplicação de lise celular em escala real	228

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

A/M: relação alimento/microrganismo ($\text{mgDQO} \cdot \text{mg}^{-1} \text{SSV} \cdot \text{d}^{-1}$)
AGV : ácidos graxos voláteis ($\text{mgHAc} \cdot \text{L}^{-1}$)
AB : alcalinidade a bicarbonato ($\text{mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$)
AB/DQO : relação entre alcalinidade a bicarbonato e DQO
AI : alcalinidade parcial ($\text{mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$)
AI/AP : relação entre alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial
AP : alcalinidade parcial ($\text{mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$)
AT : alcalinidade total ($\text{mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$)
COA_I : carga orgânica aplicada ao lodo ($\text{gDQO} \cdot \text{g}^{-1} \text{SSV} \cdot \text{d}^{-1}$)
COV : carga orgânica volumétrica ($\text{gDQO} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$)
DP : desvio padrão
DQO : demanda química de oxigênio ($\text{mgDQO} \cdot \text{L}^{-1}$)
ETE : estação de tratamento de esgoto
FC : fase de controle
FL : fase com aplicação de lise celular
IVL : índice volumétrico do lodo ($\text{mL} \cdot \text{g}^{-1}$)
M : valores médios
n : número de amostras
N/P : relação nitrogênio/fósforo
NTK : nitrogênio total Kjeldahl (nitrogênio orgânico + nitrogênio amoniacal)
OD : oxigênio dissolvido
P : concentração de fósforo total ($\text{mgP} \cdot \text{L}^{-1}$)
pH : potencial hidrogeniônico
SS : sólidos suspensos
SST : sólidos suspensos totais
SSV: sólidos suspensos voláteis
SSV/SST: relação entre sólidos suspensos voláteis e sólidos suspensos totais
TDH : tempo de detenção hidráulica
UASB : upflow anaerobic sludge blanket
TCH : taxa de carregamento hidráulico

LISTA DE SÍMBOLOS

Ca : concentração de cálcio
 Ca/P : relação entre concentração de cálcio e fósforo
 CO₂ : dióxido de carbono
 DQO/P_{total} : relação entre demanda química de oxigênio e fósforo total
 f_{cv}: razão DQO/SSV (mgDQO.mg⁻¹SSV)
 Fe : concentração de ferro
 fn: fração de nitrogênio em lodo volátil (mgN.mg⁻¹SSV)
 fp: teor de fósforo (mgP.mg⁻¹SSV)
 MS_{ta}: massa da DQO aplicada diariamente (gDQO.d⁻¹)
 MS_g: massa da DQO diária convertida em CH₄ (gDQO.d⁻¹)
 MS_o: massa da DQO diária oxidada no tanque de aeração (gDQO.d⁻¹)
 MS_{xvUASB}: massa da DQO diária descartada no lodo de excesso do processo anaeróbico (gDQO.d⁻¹)
 MS_{xvTA}: massa da DQO diária descartada no lodo de excesso do tanque de aeração (gDQO.d⁻¹)
 MS_{te}: massa da DQO diária no efluente (gDQO.d⁻¹)
 MN_{ta}: fluxo de material nitrogenado no afluente (gN.d⁻¹)
 MN_{te} : fluxo de material nitrogenado no efluente (gN.d⁻¹)
 MN_l : fluxo de material nitrogenado no lodo descartado do reator UASB (gN.d⁻¹)
 MN_{ITA}: fluxo de material nitrogenado no lodo descartado do tanque de aeração (gN.d⁻¹)
 MP_{ta}: fluxo de material fosforado total afluente (gP.d⁻¹)
 MP_{te} : fluxo de material fosforado total efluente (gP.d⁻¹)
 MP_{IUASB} : fluxo de fósforo total no lodo descartado do reator UASB (gP.d⁻¹)
 MP_{ITA}: vazão mássica de fósforo total no lodo descartado do tanque de aeração (gP.d⁻¹)
 N_t: concentração de nitrogênio total (NTK + nitrito + nitrato) (gN.d⁻¹)
 N_{ta}: concentração de nitrogênio total afluente (mgN.l⁻¹)
 N_{TA}: concentração de nitrogênio total no efluente do tanque de aeração (mgN.l⁻¹)
 N_{te}: concentração de nitrogênio total efluente (mgN.l⁻¹)
 N-amoniacal: nitrogênio amoniacal
 N-NH₃ : concentração de nitrogênio na forma de gás amoníaco
 N-NH₄⁻ : concentração de nitrogênio na forma de íon amônio
 N-NO₂⁻ : concentração de nitrogênio na forma de nitrito
 N-NO₃⁻ : concentração de nitrogênio na forma de nitrato
 PO₄³⁻ : concentração de fósforo na forma de ortofosfato
 P_{ta}: concentração de fósforo afluente (mgP.l⁻¹)
 P_{te}: concentração de fósforo efluente (mgP.l⁻¹)
 P_{TA}: concentração de fósforo no efluente do tanque de aeração (mgP.l⁻¹)
 Q_A: vazão diária afluente (l.d⁻¹)
 Q_{A'}: vazão diária afluente ao tanque de aeração (l.d⁻¹)
 q_d: vazão diária descartada do reator UASB (l.d⁻¹)
 q_{dTA}: vazão diária descartada do tanque de aeração (l.d⁻¹)
 Q_E: vazão diária efluente (l.d⁻¹)
 S_{ta}: DQO diária afluente (gDQO.d⁻¹)

S_{ta} : massa *da* matéria orgânica (como DQO) diária afluenta ao tanque de aeração (gDQO.d⁻¹)

S_{te} : DQO diária efluente (gDQO.d⁻¹)

S_{xvTA} : DQO no lodo descartado diariamente do tanque de aeração (gDQO.d⁻¹)

V_{TA} : volume do tanque de aeração (l)

X_{lodo} : concentração de sólidos suspensos voláteis no lodo de excesso (mg.l⁻¹)

X_{UASB} : concentração de SSV no lodo descartado do reator UASB (gSSV.d⁻¹)

Y_{obs} : coeficiente de produção de sólidos no sistema, em termos de DQO

θ_c : tempo de retenção celular (d)

RESUMO

Este estudo visou avaliar as implicações do uso da lise celular sobre a produção de lodos e acumulação de nutrientes no efluente do sistema combinado de tratamento (anaeróbio/aeróbio) de despejo sintético simulando esgoto sanitário. O sistema operado era constituído de reator UASB ($V = 10,5 \text{ l}$), reator aeróbio ($V = 4,4 \text{ l}$) e sedimentador ($V = 2,7 \text{ l}$), operando com tempo de detenção hidráulica de 8,0 h, 3,5 h e 2,7 h respectivamente. Durante a fase de controle, acompanhou-se as características de funcionamento do processo sem o emprego da lise celular no lodo de excesso e posteriormente fez-se uso de equipamento de ultra-som para promover a lise do lodo, com retorno posterior do lodo lisado à entrada do reator UASB. Verificou-se que a eficiência média global de remoção de DQO do sistema foi de 90% em ambas as fases considerando $\text{DQO}_{\text{efluente}}$ filtrada. A conversão de nitrogénio amoniacal a nitrato foi pequena no tanque de aeração e a remoção de fósforo foi insignificante no processo de tratamento, no entanto não ocorreu alteração na qualidade do efluente do sistema em função do retorno do material lisado. Na escala estudada foi frequente o aparecimento de *bulking* (controlado pela aplicação de hipoclorito de sódio no sedimentador), fato esse que dificultou a operação do sistema de tratamento e interferiu na manutenção do tempo de retenção celular. Os resultados obtidos da simulação realizada por meio do software GPS-X 4.0, para reator em escala real empregando a lise celular, mostraram acréscimo na concentração de fósforo total no efluente de 30% após 5 anos de operação.

Palavras-chave: reator UASB, lodos ativados, sistema combinado, ultra-som, lise celular, minimização de lodo.

ABSTRACT

The aim of this research is to value the use of cell lyses over the sludge production and effluent nutrient accumulation from a combined treatment system (anaerobic/aerobic) from a synthetic sanitary wastewater. The parts of this system where one UASB reactor ($V = 10,5\text{ l}$), one aeration tank ($V = 4,4\text{ l}$) and one sedimentation tank ($V = 2,7\text{ l}$), hydraulic detention times of 8,0 h, 3,5 h e 2,7 h, respectively. During the control period, the characteristics of the system working without the use of cell lyses were recorded. After this phase, ultrasound equipment was used to cause the sludge lyses and then the sludge was returned to the entrance of the UASB reactor. From these tests we could not observe changes in mean global DQO removal efficiency for the both phases and it was 90% considering filtrated effluent COD. Few ammonia-nitrogen changes into nitrate inside the aeration tank were observed. Phosphorus removal in the treatment system was insignificant, but we could notice no damage to the treatment system caused by the lyses material returned. In the reduced scale of the system bulking events were frequent. This was controlled with sodium hypochlorite at the sedimentation tank, but these events caused operation difficulties and had interfered on the cellular detention time maintenance. Results from a real scale simulation, using cell lyses, done with the GPS-X 4.0 software, show an increase in effluent total phosphorus equal to 30% after 5 years.

Keywords: UASB reactor, activated sludge, combined system, ultrasound, cell lyses, sludge reduction.

1 INTRODUÇÃO

Atualmente todas as nações desenvolvidas e em desenvolvimento estão implantando ou melhorando suas normas de proteção a seus recursos naturais. Como resultado, os padrões de lançamento de efluentes e resíduos são cada vez mais rígidos. Com o aumento das restrições ao lançamento nos corpos d'água, que implica na instalação de novas estações de tratamento e expansão de estações mais antigas, a geração de lodos tende a aumentar em função do aumento do volume de esgoto tratado. Matthews (1992) comenta que o uso de processos de tratamento de esgotos com menor produção de lodo deve ser estimulado. Certamente uma nova filosofia nos projetos de estações de tratamento de esgotos está se desenvolvendo, visando atingir melhor qualidade do efluente com mínima quantidade de lodo a ser descartada.

O reator anaeróbio de manta de lodo com fluxo ascendente (UASB) pode ser uma alternativa interessante para o tratamento de esgoto, pois é uma tecnologia simples, de baixo custo, produz energia, embora nem sempre aproveitável e menos lodo em excesso é gerado. Entretanto, processos anaeróbios possuem alguns pontos fracos, tais como: qualidade do efluente inferior ao efluente do processo de lodos ativados, em algumas situações há necessidade de pós-tratamento para remoção de orgânicos residuais e formas reduzidas de compostos de enxofre, e apresenta baixa eficiência na remoção de nitrogênio e fósforo.

O sistema de lodos ativados é o tratamento mais encontrado no Brasil (CAMPOS, 1994) e se baseia em processo biológico aeróbio. Emprega um circuito que evita a perda descontrolada de bactérias ativas produzidas no sistema, fazendo a

recirculação dessas de modo a se manter a maior concentração possível de microrganismos ativos no reator aerado. Esse sistema tem a vantagem de se basear em tecnologia conhecida e de alta eficiência e de necessitar de áreas relativamente pequenas quando comparado às lagoas de estabilização, porém exige pessoal especializado, o consumo de energia elétrica é bastante elevado e gera mais lodo a ser descartado do que os processos anaeróbios.

Levantamentos feitos em vários países indicam que o volume de lodo produzido em uma ETE representa cerca de 1 a 2% do volume de água residuária tratada, porém seu tratamento e disposição final chega a atingir entre 30 e 50% do custo operacional de uma ETE (LUDUVICE, 1998).

A integração dos processos anaeróbios com os aeróbios surgiu como uma forma de combinar as vantagens dos dois processos e contribuir significativamente para o barateamento do tratamento de esgotos, garantindo a eficiência do sistema. No entanto, ainda ocorre algum descarte de lodo em excesso. Assim, aproveitando-se de resultados anteriores, obtidos para um reator aeróbio de bancada (NOLASCO, 1998), no qual empregou-se lise celular forçada com resultado bastante satisfatório, estudou-se nesse trabalho a eficiência da aplicação da lise celular forçada em um sistema combinado anaeróbio/aeróbio.

Uma das tecnologias empregadas para promover a lise celular é o ultra-som, cuja aplicação na engenharia ambiental ainda está na fase inicial. Entretanto, sua utilização oferece um grande potencial para melhorar os processos de tratamento de água, de águas residuárias e de lodos. No emprego da lise celular a parede celular das bactérias é rompida liberando as substâncias contidas em seu interior (inclusive nitrogênio e fósforo), transformando esse material em fonte nutricional para os organismos presentes no tratamento.

Em função dos limites de nutrientes estabelecidos nos padrões de emissão de efluentes, sobretudo para o nitrogênio e o fósforo, devido aos problemas causados pela eutrofização que causa crescimento excessivo de plantas e algas resultante de

alta fertilização dos rios e lagos e também outros realizou-se no desenvolvimento do trabalho um monitoramento desses nutrientes para verificação se a aplicação da lise celular acarretaria prejuízos ao efluente apresentando valores da concentração de nitrogênio e fósforo superiores aos limitados pela legislação.

Levando em conta os fatores anteriormente mencionados foi proposto o tratamento combinado utilizando um reator UASB seguido de reator de lodos ativados empregando-se a lise celular forçada por meio de ultra-som com o objetivo de diminuir a quantidade de lodo descartado sem comprometer a concentração de nutrientes (nitrogênio e fósforo) no efluente.

Uma vasta revisão bibliográfica foi levantada abordando processos de tratamento biológico anaeróbios e aeróbios com enfoque nos reatores UASB, lodos ativados e sistemas combinados, lise celular, remoção de nutrientes e crescimento de microrganismos filamentosos. Essas informações são descritas no Capítulo 3.

No Capítulo 4 descreve-se a metodologia empregada para o desenvolvimento deste trabalho.

Os resultados são apresentados no Capítulo 5, no qual são feitas as discussões sobre a operação do sistema na fase de controle e na fase com aplicação de lise celular. Os dados mostrados referem-se às análises físico-químicas e bacteriológicas.

No Capítulo 6 é apresentado o balanço de massa da matéria orgânica, dos materiais nitrogenado e fosforado elaborado considerando regime permanente.

As considerações feitas para a simulação em escala de bancada e escala real do sistema de tratamento em estudo é apresentada no Capítulo 7, bem como os resultados obtidos e sua discussão. O software empregado na simulação foi o GPS-X, modelo 4.0 desenvolvido pela Hydromantis.

No Capítulo 8 são expostas as conclusões finais obtidas através dos dados

experimentais e da simulação com o GPS-X.

Algumas sugestões são propostas no Capítulo 9 para dar continuidade aos estudos iniciados neste trabalho.

Em apêndice são apresentadas as medidas experimentais obtidas nas fases de controle e com aplicação de lise celular (Apêndice A).

As deficiências encontradas na partida do reator UASB são relatadas e discutidas no Apêndice B e as dificuldades deparadas na operação do sistema de lodos ativados recebendo efluente de reator anaeróbio, no Apêndice C.

No Apêndice D são mostrados os resultados de análise estatística (Teste-Z: duas amostras para médias) das medidas experimentais.

O memorial de cálculo do sistema de tratamento combinado com dimensões projetadas para uma população de 25.000 habitantes que foi utilizado na simulação em escala real é apresentado no Apêndice E.

As características físicas, operacionais, os coeficientes cinéticos, estequiométricos e os parâmetros de sedimentação utilizados na simulação para as fases de controle e com aplicação da lise celular nas escalas de bancada e real são apresentados no Apêndice F.

2 OBJETIVOS

Objetivos gerais:

Este trabalho teve por objetivo avaliar a aplicação da lise celular forçada em reator de lodos ativados precedido de reator anaeróbico de fluxo ascendente com manta de lodo – *Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB)* para despejo sintético simulando esgoto sanitário.

Objetivos específicos:

- ✚ Investigar o comportamento da matéria orgânica do afluente, submetida aos reatores UASB e lodos ativados com lise celular através de balanço de massa.
- ✚ Verificar a eficiência do sistema combinado aliado à utilização de lise celular.
- ✚ Analisar o efeito do emprego da lise celular na remoção de nutrientes.
- ✚ Identificar as formas de nitrogênio e os valores de fósforo total presentes no efluente.
- ✚ Minimizar o descarte do lodo de excesso.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Apresenta-se inicialmente uma breve revisão da literatura mais atual sobre a aplicação de processos combinados – anaeróbio/aeróbio – para tratamento de águas residuárias, com especial atenção para o problema da produção de lodo. Esta revisão é completada pela apresentação de alguns aspectos do uso da lise celular, remoção de nutrientes e encerra-se com informações referentes ao crescimento excessivo de microrganismos filamentosos. Aspectos fundamentais do tratamento anaeróbio e por lodos ativados, de águas residuárias de origem doméstica e industrial já são por demais conhecidas e não serão tratadas nesta revisão da literatura. Como exemplo de obras básicas que podem ser consultadas pelo leitor interessado citam-se: Metcalf e Eddy (1991), van Haandel e Lettinga (1994), von Sperling (1996), Chernicharo (1997), van Haandel e Marais (1999), Campos (1999) entre outros.

3.1 Tratamento anaeróbio e aeróbio de águas residuárias:

A combinação de tecnologias de tratamento anaeróbio e aeróbio tem mostrado resultados bastante satisfatórios quanto à qualidade do efluente tratado, além de gerar menor quantidade de lodo de descarte. Esses sistemas de tratamento de águas residuárias estão sendo largamente estudados e algumas dessas pesquisas são apresentadas a seguir.

O processo anaeróbio apresenta como vantagens o baixo consumo de energia, a menor produção de lodo em excesso (em relação ao tratamento por lodos ativados),

a possibilidade de bom funcionamento mesmo com períodos longos de interrupção (importante para sistemas sazonais) e a possibilidade de aproveitamento do gás metano.

Em pesquisa recente, Mendonça (1999) demonstrou que, teoricamente, a queima do biogás produzido em um reator anaeróbio é suficiente para secar o lodo produzido no reator, reduzindo assim despesas com adensamento e desaguamento do lodo.

Além Sobrinho e Kato (1999) complementam as vantagens citando a substituição de sedimentadores primários, adensadores de lodo e digestores anaeróbios, com todos seus equipamentos, por reatores UASB. Como desvantagens os reatores anaeróbios, em geral, fornecem efluente com algumas características que não atendem totalmente a legislação ambiental (CHERNICHARO, 1997).

O processo aeróbio, apesar de produzir grande quantidade de lodo, quando comparados aos tratamentos anaeróbios e consumirem energia para aeração, proporcionam elevada remoção de matéria orgânica, mesmo para baixas concentrações de substrato.

O lodo gerado no processo de lodos ativados, bem como a quantidade de energia empregada para promover a aeração é, ainda hoje, a grande desvantagem desse processo.

Com o intuito de promover equilíbrio entre as vantagens e desvantagens dos sistemas anaeróbios e aeróbios, diversas pesquisas caminham no sentido de se combinar estes processos. Quando se faz necessário obter um efluente com alta qualidade os processos aeróbios podem ser combinados a um pré-tratamento anaeróbio. Neste caso a maior parcela de remoção caberia ao reator anaeróbio, ficando o remanescente para o reator aeróbio. Assim diminui-se consideravelmente o gasto de energia e a geração de lodo.

Silva (1993) estudou a combinação de processos anaeróbios (UASB) e aeróbios (lodos ativados) para o tratamento de água residuária constituída por mistura de esgotos sanitários (92% do volume) e efluentes de três indústrias, que era responsável por 40 a 50% da carga orgânica total. Os resultados desse trabalho mostram que esse sistema é 60% mais econômico do que o convencional (somente lodos ativados) e consegue apresentar boa eficiência de remoção de DQO. Entretanto, esse se apresentou de difícil operação e resultou em grande aparecimento de organismos filamentosos.

Balanços da matéria orgânica, como demanda química de oxigênio (DQO), e de nitrogênio foram preparados para quatro tipos diferentes de sistema de lodos ativados (aeróbio, anóxico, anóxico-aeróbio, anaeróbio-anóxico-aeróbio) em escala de laboratório pelos pesquisadores Barker e Dold (1995). Os resultados sugerem que balanços de DQO¹ com aproximadamente 95% são esperados em sistemas aeróbios e anóxico-aeróbio. Sistemas incorporando zonas anaeróbias exibem balanços de DQO menor que 80%. A perda de DQO aparentemente resulta da fermentação na zona anaeróbia ou da produção de compostos voláteis que são eliminados do sistema sob condições aeróbias. A perda de DQO tem significantes implicações com respeito à redução dos custos de aeração e produção de lodo nos sistemas de remoção biológica do excesso de fósforo comparado com sistemas de lodos ativados convencional.

Sousa e Foresti (1996) avaliaram um sistema combinado de tratamento de substrato sintético, simulando esgoto doméstico, empregando um reator UASB seguido de um reator aeróbio em batelada seqüencial. Nesse sistema o reator anaeróbio removeu considerável fração da matéria orgânica afluenta ($DQO_{\text{afluenta}} = 422 \pm 68 \text{ mg.l}^{-1}$ e $DQO_{\text{efluente_UASB}} = 58 \pm 15 \text{ mg.l}^{-1}$), enquanto o reator aeróbio oxidou parte da matéria orgânica remanescente ($DQO_{\text{efluente_RSB}} = 20 \pm 6 \text{ mg.l}^{-1}$) e nitrogênio amoniacal ($N\text{-}A_{\text{mon_efluente_RSB}} = 3 \pm 2 \text{ mgNH}_4^+.\text{l}^{-1}$). Os resultados do sistema mostraram eficiência de remoção de 95% de DQO, 96% de SST e 85% de NKT. O

¹ Balanço de DQO: descrição quantitativa da DQO que entra, sai e se acumula no sistema com limites físicos definidos.

baixo consumo de energia para aeração e a baixa produção de lodo em excesso, além do eficiente desempenho são importantes fatores para considerar esse sistema como importante alternativa para tratamento de águas residuárias em regiões tropicais.

Castillo et al. (1996) pesquisaram um sistema combinado anaeróbio-aeróbio para tratar água residuária em áreas costeiras. A estação piloto era constituída de um reator UASB e dois reatores biológicos de contato rotativo (reatores aeróbios). Com esse estudo os autores concluíram que a combinação de um sistema anaeróbio-aeróbio para remover a contaminação orgânica da água residuária é um sistema conveniente, especialmente para áreas costeiras, onde o tempo de detenção hidráulica disponível durante o período de inverno é bastante longo, quando a vazão de água residuária diminui. Usando esta configuração de reator, a produção de lodo foi reduzida se comparada com sistemas de lodos ativados convencionais. Experimentos de nitrificação provaram a habilidade dos reatores biológicos de contato rotativo para nitrificar o efluente, usando carga hidráulica abaixo de $0,13 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$.

Machdar et al. (1997) estudaram a viabilidade de um sistema consistindo de reator UASB como pré-tratamento e unidade aeróbia como pós-tratamento. Este trabalho foi realizado com reatores aeróbios de fluxo descendente do tipo *Downflow Hanging Sponge-cubes (DHS) com cubos (1,5x1,5x1,5 cm)* de esponjas conectadas diagonalmente em série em uma corda de 2m de comprimento. Os autores obtiveram as seguintes conclusões: 94% de remoção de DQO total ($\text{DQO}_{\text{totalefluente}} = 42 \text{ mgO}_2 \cdot \text{l}^{-1}$), 81% de remoção de DQO solúvel ($\text{DQO}_{\text{solúvelfluente}} = 39 \text{ mgO}_2 \cdot \text{l}^{-1}$), o tempo de detenção hidráulica total utilizado foi de 8,3 horas. O *DHS* como unidade de pós-tratamento funcionou satisfatoriamente não somente para remoção de orgânicos residuais da unidade de pré-tratamento (UASB), mas também para remoção de nitrogênio. A nitrificação no *DHS* variou de 73% a 78%. O reator *DHS* apresenta algumas vantagens como não requerer entrada de aeração externa e nem produzir lodo em excesso.

Austermann-Haun et al. (1998) investigaram um sistema combinado anaeróbio/aeróbio de uma fábrica de cerveja na Alemanha. Para o tratamento dessa

água residuária utilizou-se um tanque de equalização, tanque de acidificação, peneira (1mm), tanque de sedimentação, dois reatores UASB, reator de lodos ativados e um filtro de areia. Esse sistema obteve eficiência de remoção de 99,2% de DQO, 78,8% de $\text{NTK}_{\text{filtrado}}$ e 98,4% de P_{total} . Os autores citam o baixo custo operacional do pré-tratamento anaeróbio, mesmo combinado com estágio aeróbio e unidade de filtração.

Roš e Vrtovšek (1998) pesquisaram um reator combinando o processo anaeróbio, anóxico e aeróbio em uma única unidade. O estudo teve como objetivo avaliar a remoção de carbono e nitrogênio simultaneamente para água residuária de indústria farmacêutica. Esse sistema pode ser muito útil para o tratamento biológico de água residuária industriais que contém compostos orgânicos complexos e compostos de nitrogênio especialmente quando o espaço é um fator limitante devido ao seu formato de torre. A parte anaeróbia do reator foi preenchida com grânulos de bactérias (similar ao reator UASB). Acima dessa parte foram colocadas argolas plásticas como material suporte para a biomassa e preenchido com biomassa específica patenteada na Eslovênia. A eficiência de remoção de N-NO_3^- foi controlada pela vazão de recirculação da zona aeróbia para a zona anóxica. A velocidade de nitrificação pôde ser expressa por reação de ordem um, meio ou zero com respeito à concentração de N-NH_4^+ ²⁾ efluente. A velocidade de nitrificação dependeu da concentração de oxigênio dissolvido e das condições hidrodinâmicas no reator.

Coura e Van Haandel (1999) obtiveram remoção de DQO de 60% para um reator UASB e de 83% para um sistema anaeróbio/aeróbio (reator UASB seguido de lodos ativados). O sistema anaeróbio/aeróbio mostrou ser equivalente ao sistema convencional de lodo ativado no que concerne à qualidade do efluente e à produção de lodo, mas a fração digerida no sistema anaeróbio/aeróbio foi muito maior e a fração oxidada muito menor, reduzindo-se assim os custos operacionais. A energia utilizada na aeração para o sistema combinado foi 50% menor que a utilizada nos sistemas convencionais de lodo ativado.

² Nomenclatura de acordo com autor original

Um reator UASB dividido³ operando com tempo de detenção hidráulica de 7,5 horas foi avaliado por Chernicharo e Cardoso (1999). Esse reator mostrou-se bastante eficiente, com remoção de 79% de DQO e apresentou baixas concentrações de SS em seu efluente, com valor médio de 32,0 mgSS.*l*⁻¹. Segundo os autores, o reator UASB dividido pode resultar em melhor contato entre o substrato e a biomassa e melhor eficiência do sistema. A tecnologia pesquisada mostrou-se uma alternativa técnica e economicamente viável para pequenas comunidades no Brasil.

Bof et al. (1999) monitoraram uma estação de tratamento de esgoto (ETE) piloto com um reator UASB seguido de biofiltro aerado submerso e obtiveram uma eficiência de remoção de DQO de 93% para tempo de detenção hidráulica médio de 6 horas no reator UASB.

Em pesquisa realizada por Freire et al. (1999), os autores avaliaram o desempenho da planta piloto do sistema combinado UASB-lodos ativados no tratamento de esgoto sanitários com vazão constante. Esse estudo permitiu concluir que o sistema de pós-tratamento utilizando a tecnologia de lodos ativados demonstrou ser uma alternativa viável ao tratamento de efluente de reatores UASB, principalmente em se considerando o baixo TDH total do sistema (4,0h no reator UASB e 2,8 h no reator de lodos ativados). Os autores detectaram a ocorrência de constante intumescimento do lodo quando o esgoto afluente ao sistema de lodos ativados era composto por uma mistura de 80% do efluente do UASB e 20% do esgoto bruto. Apesar de várias tentativas para solucionar o problema, não obtiveram sucesso. Quando o afluente do reator aeróbio era somente o efluente do reator anaeróbio o problema de *bulking* ocorria de maneira esporádica.

Rustrian et al (1999) associaram um reator em batelada seqüencial com dois sistemas de digestão anaeróbia para investigar a possibilidade de remoção simultânea de carbono, nitrogênio e fósforo de água residuária sintética. Neste sistema, o nitrato efluente do reator em batelada seqüencial foi adicionado como afluente do reator acidogênico. A eliminação de nitrato e a produção de ácidos graxos voláteis são

³ Constituído de 3 compartimentos de digestão, 3 dispositivos de separação de gás e 1 compartimento de sedimentação.

obtidas juntas no reator acidogênico. Os valores médios obtidos no efluente para carbono orgânico total, nitrogênio total e fósforo total foram 80 mg.l^{-1} , $21,36 \text{ mg.l}^{-1}$ e $2,79 \text{ mg.l}^{-1}$, respectivamente. A desnitrificação completa ocorre no reator acidogênico e, portanto a atividade metanogênica não é reduzida e nem inibida pela presença de N-NO_3^- permitindo maior remoção de carbono orgânico total.

Lopes (2000) estudou um sistema de reatores compartimentados anaeróbio/aeróbio em série e obteve valores médios efluentes de DQO igual a $22 \text{ mgO}_2.\text{l}^{-1}$; $\text{SST}_{\text{efluente}}$ igual a 14 mg.l^{-1} e $\text{N-amoniaca}_{\text{efluente}}$ igual a $14,5 \text{ mgN-NH}_3.\text{l}^{-1}$, o que corresponde à eficiência média de remoção de 85%, 80% e 60% respectivamente para tempo de detenção hidráulica de 8,0 horas. A utilização de cloreto férrico no reator aeróbio possibilitou concentração média de fósforo total no efluente igual a $4,17 \text{ mgP.l}^{-1}$.

Rodrigues et al (2001) monitoraram a partida de um reator UASB em escala real, tratando esgoto doméstico na Colômbia, com vazão média de $8,0 \text{ l.s}^{-1}$. O inóculo empregado na partida apresentava qualidade deficiente ($0,14 \text{ gDQO.g}^{-1} \text{SSV.d}^{-1}$ e sem produção de biogás). A metodologia usada na partida foi a lavagem sequencial do lodo com água residuária, aplicando três diferentes velocidades ascensionais ($0,56 \text{ m.h}^{-1}$; $0,83 \text{ m.h}^{-1}$ e $1,11 \text{ m.h}^{-1}$). Após a lavagem do inóculo, a partida no reator foi dada com um tempo de detenção hidráulica de 24,9 h, que foi constantemente reduzido até 6,7 h no estágio final. A metodologia implementada foi efetiva e confirmou suas vantagens pela diminuição do período de partida para 4,0 a 5,0 semanas.

A pesquisa desenvolvida por Nunez e Martinez (2001) em um sistema combinado (UASB/lodos ativados) tratando água residuária de matadouro obteve eficiências de remoção de DQO de 85% ($\text{DQO}_{\text{média_efluente}}$ igual a $180 \text{ mgO}_2.\text{l}^{-1}$) e de nitrogênio total de 70% ($\text{NTK}_{\text{medio_efluente}}$ igual a 58 mgN.l^{-1}) respectivamente empregando taxa de reciclo do efluente nitrificado igual a dois para o reator UASB. O emprego de taxas mais elevadas ocasionou graves perdas da biomassa ativa em ambos reatores devido às altas taxas de carregamento hidráulico (TCH) aplicadas. A

desnitrificação no reator UASB foi completa, sem acúmulo de nitrito e principalmente gás nitrogênio. Os autores concluíram que o desempenho desse sistema é limitado por taxas de alimentação altas e elevadas taxas de reciclo do efluente nitrificado para o reator UASB as quais aumentam a taxa de carregamento hidráulico. Melhores resultados poderiam ser encontrados em reatores com biomassa imobilizada, pois esses são menos sensíveis a TCH.

Estudo realizado em Pernambuco em uma estação de tratamento de esgoto doméstico em escala real empregando reator UASB (volume = 810,0 m³) apresentou bons resultados durante o período de monitoramento que foi de 30 meses. A eficiência média de remoção de DQO na maioria do tempo foi de 80%, operando com tempo de detenção hidráulica de 8,8 h a 9,7 h. Importantes parâmetros operacionais para o contexto local são citados como: manutenção regular, limpeza e remoção da caixa de areia, camada de espuma no reator e também a idade do lodo no sistema de esgoto (FLORENCIO et al, 2001).

A associação de reator UASB e filtro biológico de alta taxa operando com esgoto sanitário foi avaliada por Bona et al. (2002). Com aplicação de taxa hidráulica de 30 m³.m⁻².d⁻¹ no filtro biológico, o efluente apresentou valores de 81±18 mg.l⁻¹, 18±11 mg.l⁻¹ e 24±9 mg.l⁻¹, respectivamente para DQO, DBO e SST. Estes valores representam eficiências de remoção de 78%, 88% e 84% para os parâmetros citados. O sistema UASB seguido de filtro biológico de alta taxa não apresentou no período de estudo problemas operacionais relevantes e pode fornecer um efluente que atende a legislação ambiental do Estado do Paraná (DQO < 150 mg.l⁻¹ e DBO < 60 mg.l⁻¹), para o lançamento em corpos de água.

3.2 Lise celular e produção de lodo

Um grande problema nos dias atuais das estações de tratamento de água residuária é o gerenciamento do excesso de lodo ativado produzido no tratamento aeróbio.

Rogalla (1998) comenta que existem 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 e bioreator com membranas que permitem alta concentração de lodo e pequena taxa de carregamento orgânico.

Mendonça (1993) cita que o custo das unidades para estabilização, desidratação e disposição do lodo representa cerca de um terço do investimento total em uma estação de tratamento de água residuária. O custo das unidades de processamento de lodo pode ser maior do que a fase líquida dependendo do sistema empregado.

Uma possibilidade para diminuir a formação de lodo é realizar a sua recirculação total após aplicação de lise celular forçada. Segundo Bomber e Kramer (1988), existem várias maneiras de se realizar uma lise celular mecânica, tais como cisalhamento, pressão, choque de partículas e ultra-som.

Há três idéias principais para a aplicação da desintegração mecânica do lodo de água residuária. Uma delas é usar o material orgânico do lodo desintegrado como fonte de hidrogênio para o processo de desnitrificação. A segunda aplicação seria usar a desintegração mecânica para reduzir o “*bulking*” e o “*foaming*” no processo de tratamento de água residuária. O terceiro objetivo é fazer o material orgânico do lodo de excesso disponível para a degradação em processo anaeróbio, Lehne et al. (2001).

Algumas vantagens da lise celular são o aumento da biodegradabilidade anaeróbia dos materiais orgânicos tratados, a aceleração do processo de degradação,

o aumento da produção de metano, a menor produção de lodo digerido e o melhoramento do balanço energético do processo (DOHÁNYOS et al.,(1997).

A aplicação da tecnologia de ultra-som (som de uma frequência acima daquela a que o ouvido humano reage) na engenharia ambiental ainda está na fase inicial. Entretanto, sua utilização oferece um grande potencial para melhorar os processos de tratamento de água, de águas residuárias e de lodos.

As mudanças provocadas pelo ultra-som são resultantes de efeitos de formação e colapso de bolhas de cavitação induzidas pela energia sonora – cavitação acústica. Para forças suficientemente altas o ciclo de rarefação pode exceder as forças de atração das moléculas do líquido e formar bolhas de cavitação. Essas bolhas crescerão em pequenos ciclos recebendo algum vapor ou gás do meio para um tamanho de equilíbrio que combinará a frequência de ressonância das bolhas para a frequência do som aplicada. O campo acústico experimentado pela bolha não é estável por causa da interferência de outras bolhas formando e ressonando ao redor dela. Como resultado algumas bolhas sofrerão expansão para um tamanho instável e colidirão violentamente (Figura 3.1). Quando essas cavidades colidem, elas geram a energia para os efeitos químicos e mecânicos (MASON, 1999).

Figura 3.1: Apresentação esquemática do crescimento e colapso da bolha pela cavitação ultra-sônica.

Fonte: Neis e Tiehm (1999).

Para a estabilização do lodo bruto altamente putrescível o método normalmente empregado é o da digestão anaeróbia, sendo que o produto final ainda contém cerca de 50% de sólidos voláteis. Isso significa que é importante primeiramente reduzir a quantidade de lodo produzido e depois reduzir seu residual orgânico.

A fase sólida do lodo consiste principalmente de material orgânico particulado (microrganismos). Em estudo realizado por Neis (2000) foi verificado que para a desintegração do lodo é necessária baixa frequência (20KHz) e alta intensidade de ultra-som.

Puhler e Stadler (1993) citam que a destruição mecânica das células (lise celular forçada) solubiliza uma grande quantidade de produtos presentes nas células com máxima atividade biológica, evita alteração secundária dos produtos (tal como oxidação) e melhora o desempenho das etapas de separação sólido/líquido.

Shimizu et al. (1993) mencionam que a estabilização do lodo é mais rápida com a aplicação da lise celular, pois a lise quebra a parede celular dos microrganismos facilitando sobremaneira a hidrólise, que é a etapa mais lenta da digestão anaeróbia. Os mesmos autores, 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%, além de um aumento de 40% na produção de gás metano.

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

Tiehm et al (1997) operaram digestores com tempos diferentes de retenção celular (22, 16, 12 e 8 dias), alimentados com lodo lisado com ultra-som. O lodo foi exposto por 64 segundos ao ultra-som de 3,6 kW de potência. Os autores observaram que a fermentação do lodo desintegrado foi estável e a produção de gás no digestor

operando com tempo de retenção celular (θ_c) de 8 dias chegou a ser 2,2 vezes maior que no digestor de controle ($\theta_c = 22$ d e lodo sem exposição ao ultra-som). Os resultados permitiram concluir que o pré-tratamento do lodo com o ultra-som é um método promissor para melhorar a velocidade de fermentação e reduzir o volume dos digestores.

A hidrólise do lodo biológico foi mostrada por Andreassen et al. (1997) para três estações de tratamento de esgoto da Dinamarca. Para o lodo primário, a hidrólise produzida expressou em termos de DQO da amostra filtrada a variação de 9% a 16% da DQO_{total} no lodo e para a hidrólise do lodo ativado a produção de 2,5% da DQO total foi encontrada. A adição de composto resultante da hidrólise (aproximadamente 90% de ácidos graxos voláteis) melhorou consideravelmente a remoção biológica de fósforo. Nenhum efeito sobre a remoção de nitrogênio pôde ser identificado devido à favorável composição da água residuária durante a fase de demonstração. A análise de custo/benefício mostrou que a hidrólise do lodo biológico pode ser um processo com custo eficiente e que poderia ser considerada no aprimoramento de estações de tratamento de água residuária para remoção de nutrientes.

Sakai et al. (1997) desenvolveram um processo de lodos ativados que reduz o descarte do lodo de excesso. Neste processo uma pequena quantidade de lodo de retorno é ozonizada e então retornada para o tanque de aeração. A ozonização aumenta a biodegradabilidade do lodo ativado, que é biologicamente oxidado no tanque de aeração. O processo mostrou-se eficiente quando a alimentação era de esgoto sanitário, não havendo excesso de lodo para ser descartado; a concentração de sólidos suspensos no efluente foi levemente deteriorada, mas ainda era satisfatória. Cerca de 30% dos sólidos suspensos inorgânicos afluentes acumularam no lodo e a relação SSV/SS dos lodos ativados caiu de 0,87 para 0,81 depois de 9 meses de operação.

Em estudos realizados por Higgins e Springer (1998), operando uma estação de tratamento de esgotos em Portland, com vazão diária de $56.870 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ e aplicando lise celular forçada (utilizando equipamento *Kady Mill*), os autores obtiveram uma

redução da geração do lodo de excesso da ordem de 60%, o que resultou em economia de energia com condicionamento, bombeamento e secagem do lodo, além do lodo apresentar uma melhor característica de sedimentabilidade.

Os autores fizeram uma estimativa relativa aos custos operacionais para um sistema de lodos ativados convencional e um sistema com lise celular e recirculação do lodo lisado baseado nos valores de Y_{obs} para cada sistema durante teste em unidades piloto e concluíram que o custo energético no sistema com lise foi de $U\$183.d^{-1}$ e no sistema convencional foi de $U\$13.d^{-1}$, no entanto o custo do tratamento do sistema convencional foi maior do que o do sistema com lise e recirculação ($U\$1.460.d^{-1}$ e $U\$1.195.d^{-1}$ respectivamente) devido o maior custo relativo ao polímero e de cal usada no processo quando não se tem a lise.

Nolasco (1998) realizou estudos com efluente da indústria de celulose e papel empregando tratamento aeróbio, tendo como um de seus objetivos a desintegração do lodo em excesso e a recirculação completa do mesmo após a lise celular. O autor verificou que a modificação do processo convencional de lodos ativados não comprometeu a eficiência do sistema. Contudo a utilização do equipamento *Kady Mill* para fazer lise celular do lodo de excesso reduziu o volume elevado de sólidos biológicos produzidos, minimizando a disposição final de sólidos associado ao tratamento secundário.

Uma nova aproximação para a solubilização do lodo ativado em excesso pela própria digestão foi estudada por Saiki et al. (1999) com o objetivo de reduzir a quantidade de lodo produzido no processo de tratamento de lodos ativados. O lodo excedente foi transformado efetivamente em solúvel pela incubação anaeróbia a $60^{\circ}C$ depois da adição de hidróxido de sódio (NaOH com uma concentração final de 0,01 N). Tal estudo pôde comprovar que para as condições anteriormente descritas ocorreu solubilização de 40%; as bolhas de gás formadas durante a própria digestão causaram adensamento dos sólidos residuais por flotação; o líquido sobrenadante foi efetivamente tratado com lodo granular anaeróbio formando metano. No tratamento contínuo com tempo de detenção de 24 horas, a taxa de solubilização foi quase a

mesma que a dos experimentos em batelada feito sob condições idênticas.

Muller (2000) estudou vários métodos de desintegração mecânica. Os melhores resultados foram encontrados usando *Stirred Ball Mills* (consiste de uma câmara de trituração cilíndrica completamente cheia com meio suporte triturante) e velocidade cuncunferencial moderada do agitador; homogenizadores de alta pressão (bomba de alta pressão multi-passo e válvula de homogenização), empregando pressões por volta de 500×10^5 Pa e homogenizadores ultra-sônicos com frequência de 20 kHz. Para tempos de digestão menores que 20 dias, a desintegração conduziu para um mais elevado grau de degradação, maior produção de gás e redução na quantidade de lodo que seria descartado. A aplicação da desintegração do lodo para a substituição da fonte de carbono parece causar considerável redução de custo, porque a quantidade de lodo de excesso é reduzida para o mesmo tempo de tratamento. A aplicação da desintegração é especialmente interessante para aquelas estações de tratamento de águas residuárias que têm problemas com o tratamento do lodo.

O tratamento ultra-sônico do lodo também tem sido pesquisado como desinfetante. Jean et al. (2000) elucidaram os efeitos do pH e do emprego de ultra-som sobre o nível de densidade microbiológica no lodo de uma estação de tratamento de lodos ativados em Taipei usando coliformes totais e contagem de bactérias heterotróficas inoculadas em placas (heterotrophic-plate-count: HPC) de bactéria como índices microbiológicos. Para baixa intensidade ultra-sônica, o tamanho do floco e o nível HPC diminuíram pouco, mas o nível de coliformes totais reduziu acentuadamente depois de 40 minutos de exposição às ondas acústicas. Para alto nível de intensidade, o nível de coliformes totais e de HPC, assim como o tamanho do floco foram suficientemente reduzidos. A estrutura dos flocos do lodo foi largamente deteriorada. Para o mesmo tempo de tratamento, a aplicação de ultra-som no lodo mostrou-se superior ao ajuste de pH.

Os efeitos do rompimento celular do lodo sobre a sedimentabilidade dos lodos biológicos foram estudados por Erdinciler e Vesilind (2000). Nessa pesquisa concluiu-se que o rompimento celular do lodo melhora a sedimentabilidade dos lodos

biológicos, mudando a distribuição da água no lodo biológico pela liberação de quantidade considerável de água intersticial presa nos microrganismos no lodo ou no interior da estrutura do floco.

Chu et al. (2001) observaram a alteração sofrida nos lodos ativados tratados com ultra-som, levando em conta as características físicas, químicas e biológicas. Os testes realizados mostraram que com $0,11 \text{ W.mL}^{-1}$ poucos efeitos foram notados no tamanho do floco. Após 40 minutos de sonicação com $0,33 \text{ W.mL}^{-1}$, a estrutura do floco ficou quase completamente quebrada. A taxa de sobrevivência (taxa do nível de densidade de bactéria viável depois do tratamento com lise, e àquela do lodo original) aplicando $0,33 \text{ W.mL}^{-1}$ para bactérias heterotróficas e coliformes totais é menor do que a obtida para $0,11 \text{ W.mL}^{-1}$. O emprego de $0,33 \text{ W.mL}^{-1}$ transformou aproximadamente 20% da DQO total em sobrenadante após 120 minutos de sonicação e a DQO no sobrenadante aumentou em 40 vezes depois do tratamento do lodo com ultra-som. Essa pesquisa conclui que tanto as explosões das bolhas quanto à indução do aumento da temperatura da solução são igualmente importantes na desintegração do floco do lodo e na lise celular.

Em estudo realizado por Tiehm et al (2001) a desintegração ultra-sônica do lodo de processo de lodos ativados foi examinada para melhorar o processo de estabilização anaeróbia. Os resultados desse trabalho permitiram concluir que a desintegração do lodo por ultra-som é mais efetiva para baixas frequências de ultra-som, as forças hidromecânicas produzidas pela cavitação ultra-sônica são predominantemente responsáveis pela desintegração do lodo e o pré-tratamento com ultra-som aumenta a digestão anaeróbia, resultando em melhor degradação dos sólidos voláteis (é proporcional ao grau de desintegração celular do lodo) e aumento na produção de biogás.

A preocupação com a legislação cada vez mais restrita, com o aumento do custo do tratamento e com a disposição do lodo gerado em estações de tratamento de esgoto levou a empresa francesa *Ondeo-Degremont* a desenvolver métodos para reduzir a produção de lodo através de bio-lise. O princípio do processo utilizado é o

“stress” da bactéria e pode ser realizado usando ozônio (baseado em ações físico-químicas) ou enzimas (processo puramente biológico). Os resultados têm demonstrado eficiência da nova tecnologia e não aumentou o custo total da estação de tratamento (DELONS, 2002).

3.3 Remoção de nutrientes: nitrogênio e fósforo

Outro grande problema da estação de tratamento de águas residuárias, além da geração de lodo, é o lançamento do esgoto tratado com concentrações de fósforo e nitrogênio acima do recomendado pela legislação, causando um desequilíbrio ecológico.

As técnicas de remoção de fósforo se dividem em três principais categorias: física, química e biológica. Métodos físicos têm provado ter custo elevado, como é o caso da eletrodialise e osmose reversa (YEOMAN et al., 1988), ou ineficiente removendo somente 10% do fósforo total (NESBITT, 1968). O tratamento biológico avançado pode remover acima de 97% de fósforo total (DE VRIES e RENSINK⁴ apud CLARK et al., 1997), mas o processo pode ser altamente variável devido às dificuldades operacionais (FULKASE et al., 1985). A remoção química usando sais metálicos é confiável e o processo bem estabelecido para fósforo (JENKINS et al., 1971; COOPER et al.⁵ apud CLARK et al., 1997).

A remoção biológica de fósforo baseia-se no fato de que as bactérias, ao passarem de um meio anaeróbio para um meio aeróbio, absorvem mais fósforo do que os 25% normalmente encontrados em lodos de sistemas convencionais. Van Haandel e Marais (1999) citam que, utilizando acetato como substrato e cultura pura

⁴ DE VRIES, H. P., RENSINK, J. H. (1985). Biological phosphorus removal at low sludge loadings by partial stripping. Paper presented to Int. *Conference for management strategies for phosphorus in the environment*. Lisbon, Portugal.

⁵ COOPER, P., DEE, T., YANG, G. (1993). Nutrient removal – methods of meeting the EC urban wastewater directive. Paper presented at the 4th *Annual Conference on Industrial Wastewater Treatment*. Esher, Surrey.

de removedoras de fósforo, foram observados lodos com até 38% de fósforo.

A remoção de fósforo no estágio anóxico é inibida por nitrato e deste modo a alta concentração de nitrato no lodo de retorno também afeta a eficiência da remoção de fósforo no final do processo (*SIMPKINS*, 1978).

Van Haandel e Marais (1999) comentaram que no início do desenvolvimento da tecnologia de remoção de fósforo eram usados principalmente métodos físico-químicos, notadamente a precipitação com metais, formando fosfatos pouco solúveis. Contudo essa idéia foi sendo abandonada gradualmente devido ao custo dos produtos químicos, à alta produção de lodo e ao acúmulo de íons na água, o que restringia a sua aplicabilidade para outros fins com o aumento da salinidade. Hoje, na sua grande maioria, os projetos de sistemas com remoção de fósforo utilizam a remoção química como auxiliar à remoção biológica.

Roske e Schönborn (1994) estudaram as interações entre a remoção de fósforo por adição de produtos químicos e por processo biológico avançado. Amostras de lodo ativado de duas estações com remoção biológica de fósforo e uma com remoção química/físico-química de fósforo foram submetidas a tratamento sequencial com diferentes extrações para explorar as proporções entre acúmulo de polifosfato pelos microrganismos, co-precipitação biologicamente intermediada de fosfato e precipitação química/físico-química de fósforo. Os autores observaram que o processo de lodos ativados contém a principal parte do fósforo como polifosfatos. Sob condição anaeróbia estes polifosfatos são hidrolisados para orto-polifosfato em oito horas.

A cinética da remoção de ortofostato foi estudada por Romanski et al (1997) em processo anaeróbio constituído de reator anaeróbio, aeróbio e sedimentador secundário, utilizando água residuária sintética. A remoção biológica de fósforo melhorada foi realizada usando uma mistura de acetato, peptona, extrato de levedura e PO_4^{-3} (2) como fonte de carbono e fósforo. A quantidade de bactérias capazes de armazenar fósforo como poli-P foi relativamente alta, mas desconhecida. Durante o

período anaeróbio, o acetato foi absorvido pelas bactérias, as quais liberavam PO_4^{-3} simultaneamente. Os experimentos mostraram que para altas concentrações de acetato, a liberação de PO_4^{-3} e a absorção do acetato, foram limitadas somente pelas concentrações de poli-P dentro das células. Esses processos podem ser descritos pelo modelo cinético de Monod.

Clark et al. (1997) estudaram a remoção de fósforo do esgoto sanitário por meio da precipitação química empregando sulfato ferroso. Eles utilizaram duas colunas em escala piloto, um filtro aeróbio com argila expandida e um filtro anóxico com meio plástico. Tal estudo permitiu concluir que: a dosagem química dentro do filtro aeróbio biológico usando sulfato ferroso é um método altamente eficiente para a remoção de fósforo de esgoto sanitário, e requer muito baixo consumo químico; a dosagem ótima para atender os padrões de descarte de fósforo na União Européia⁶ é 1:1,25 (relação P:Fe); a nitrificação mostrou ser significativamente afetada pela presença de produtos químicos, entretanto isso é mais provável ser atribuído ao aumento na carga de DQO e N-NH_4^+ (2) e a adição química diretamente dentro do filtro anóxico combinado com filtro biológico aeróbio é um processo muito eficiente para remoção completa de nutriente, com residuais médios de nitrogênio total e fósforo total de $8,26 \text{ mg.l}^{-1}$ e $0,83 \text{ mg.l}^{-1}$ respectivamente durante a dosagem ótima.

A precipitação química de fosfato em sistemas de lodos ativados em que matéria orgânica e inorgânica e a atividade biológica estão presentes simultaneamente é um processo muito complicado. Carlsson et al. (1997) investigaram a precipitação do fosfato de cálcio em sistemas de remoção biológica do excesso de fósforo. Os autores utilizaram 4 beakers e um sistema de lodos ativados em paralelo alimentados com água residuária natural rica em cálcio, com adição de acetato e fosfato. Os resultados mostraram que a precipitação do fosfato de cálcio ocorreu em todos os sistemas para concentrações altas de cálcio e fosfato. Baseado nas diferenças da água residuária efluente, a relação Ca/P do precipitado foi de 1,0 a 1,3. A redissolução ocorreu quando as concentrações de cálcio e fosfato

⁶ Concentração de fósforo total efluente igual a 2 mg.l^{-1} para estações ≤ 10.000 habitantes e de 1 mg.l^{-1} para estações > 10.000 habitantes (BLOCH, H. , 2001).

tinham caído abaixo da curva de saturação do $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ para pH neutro, e abaixo da curva de saturação do CaHPO_4 para pH de aproximadamente 8,5. Em função dos resultados obtidos os autores concluíram que a precipitação de fosfato de cálcio em sistemas de remoção biológica do excesso de fósforo com água residuária não é na maioria dos casos um significativo mecanismo de remoção de fósforo.

Lee et al. (1997) fizeram comparação das características de remoção de fósforo em vários processos biológicos de remoção de nutrientes. Os autores realizaram estudos em quatro sistemas: anaeróbio seguido de aeróbio, aeróbio seguido de *stripper*, anóxico seguido de aeróbio e de *stripper* e anaeróbio seguido de anóxico e de aeróbio. O desenvolvimento da pesquisa possibilitou concluir que a remoção anaeróbia do fósforo foi influenciada pela relação entre a demanda química de oxigênio e o fósforo total ($\text{DQO}/\text{P}_{\text{total}}$) no afluente. Observou-se no sistema anaeróbio/aeróbio que a liberação de fósforo não foi significativa até que a relação no afluente de $\text{DQO}/\text{P}_{\text{total}}$ fosse superior a 44 por causa do nitrato presente no lodo retornado. A eliminação do fósforo não foi afetada no processo com *stripper* pela relação no afluente de $\text{DQO}/\text{P}_{\text{total}}$. O nitrato no lodo retornado não influenciou a remoção de fósforo devido à supremacia da estrutura do *stripper*, portanto, pôde ser mantida uma elevada e consistente remoção de fósforo.

Testes em batelada foram conduzidos por Kubaa et al (1997) utilizando lodo ativado de estação de tratamento de água residuária de escala completa para investigar a ocorrência e contribuição das bactérias desnitrificantes removedoras de fósforo nos processos de remoção de fósforo. Os resultados obtidos nesses testes e as observações conseguidas na estação de tratamento mostram claramente que ocorre desfosforização por desnitrificantes e que aproximadamente 50% da remoção do fósforo na estação de tratamento de água residuária é realizada pelas bactérias desnitrificantes.

Miranda Samudio (1999) estudou a remoção biológica de fósforo de esgoto sanitário e o excesso de lodo gerado, através do processo de lodos ativados operado em bateladas. Este trabalho demonstrou que o sistema é capaz de conseguir até 70%

de eficiência na remoção de fósforo e mais de 90% na remoção da matéria orgânica do esgoto sanitário.

Chang e Nishio (1994) pesquisaram a remoção de PO_4^{-3} ⁽²⁾ e N-NH_4^+ ⁽²⁾ de esgoto sanitário estimulando a formação de precipitados contendo PO_4^{-3} e N-Amon no lodo granular na fermentação metanogênica no reator UASB. Nesse estudo foram avaliadas duas águas residuárias: uma sintética contendo ácidos graxos voláteis (acetato, propionato e butirato) e outra constituída de líquido de lodo de água residuária tratado com calor.

No caso do esgoto sanitário sintético, a eficiência de remoção de PO_4^{-3} ⁽²⁾ e N-NH_4^+ ⁽²⁾ foi de 85% (PO_4^{-3} _{afluente}: 406 mg.*l*⁻¹) e 60% (N-NH_4^+ _{afluente}: 102 mg.*l*⁻¹) respectivamente, quando 8mMol de Ca e 8mMol de Mg foram adicionados no afluente. No decorrer da fermentação metanogênica do esgoto sanitário sintético no UASB verificou-se elevada taxa de remoção de DQO de 20g DQO.*l*⁻¹.d⁻¹ e alta produção de CH_4 de 75-95%.

Com o líquido de lodo de água residuária tratado no calor, a eficiência de remoção de DQO e a relação de produção de CH_4 não foram influenciados pelas concentrações de Ca e Mg no afluente, e foram mantidos a altos níveis de 70% e 0,3 Mol.*l*⁻¹.d⁻¹, respectivamente. A remoção de PO_4^{-3} foi de 70% quando adicionados 2,5 mMol de Ca e 3,5 mMol de Mg. Estes resultados sugerem que precipitados na forma de $\text{Ca}_3(\text{PO})_2$ e MgNH_4PO_4 poderiam estimular a atividade metanogênica no reator UASB.

Em estudo realizado por Penetra (1998) sobre pós-tratamento físico-químico por flotação de efluentes de reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB) empregando dosagem de 65 mg.*l*⁻¹ de cloreto férrico, tempo de 15 minutos e gradiente médio de velocidade de floculação de 80s⁻¹ e de 19g de ar por m³ de efluente obteve as seguintes remoções: DQO (89%), fosfato total (96%), sólidos suspensos totais (96%), turbidez (98%), cor aparente (91%) e NTK (47%).

Para a remoção biológica do nitrogênio se faz necessário promover nitrificação (ambiente aeróbio) e desnitrificação (ambiente anóxico). A desnitrificação transforma o nitrogênio, presente em várias formas, em nitrogênio gasoso e reduz o consumo de alcalinidade do sistema. Os sistemas combinados de reatores anaeróbios/aeróbios são um bom exemplo de processo de remoção de nitrogênio.

Vang Hendriksen e Kier Ahring (1996) estudaram a desnitrificação e a metanogênese de uma água residuária sintética contendo ácidos graxos voláteis e nitrato em reator anaeróbio de manta de lodo (UASB). O reator foi inoculado com lodo granular metanogênico e foi gradualmente adaptado para nitrato através do aumento de nitrato no afluente. Em estado estável com carga de $336 \text{ mgN-NO}_3^- \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ e $6600 \text{ mgDQO} \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, obteve-se remoção de nitrato e de carbono superior a 90%.

Randall et al.⁷, 1992 e McClintock et al.⁸, 1992 apud Lopes (2000) citam que a velocidade de nitrificação em sistema de lodos ativados é mais rápida em sistemas de estágios separados que em sistema de único estágio, no qual remoção de matéria orgânica e nitrificação ocorrem no mesmo reator. Este fato pode ser decorrente de vários fatores, entre eles:

- ☞ maior concentração das bactérias nitrificantes no sistema de vários estágios comparada com o reator de único estágio;
- ☞ menor competição por oxigênio dissolvido no segundo reator;
- ☞ inibição da nitrificação pelas heterotróficas no sistema único.

Muitos pesquisadores estão desenvolvendo processos inovadores para remoção de nitrogênio que satisfazem os seguintes itens: altas eficiências de remoção, melhoramento com mínima interferência nas instalações existentes (baixos

⁷ RANDALL, C. W.; PATTTARKINE, V. M.; McCKINTOCK, S. A. (1992). Nitrification kinetics in single-sludge biological nutrient removal activated sludge systems. *Water Science and Technology*, v.25, n.6, p. 195-214.

⁸ McCLINTOCK, S. A.; PATTARKINE, V. M.; RANDALL, C. W. (1992). Comparison of yields and decay rates for biological nutrient removal process and a conventional activated sludge process. *Water Science and Technology*, v.26, n.9-11, p.2195-2198.

investimentos), tecnologias simples (baixo custo). O processo de nitrificação-desnitrificação simultânea aplicada para sistemas de lodos ativados com aeração prolongada foi estudada por Collivignarelli e Bertanza (1999). Baseado na experiência e nos resultados obtidos, os autores concluíram que o estabelecimento de processo com nitrificação-desnitrificação simultânea é o caminho adequado para melhorar a remoção de nitrogênio em estação de tratamento de água residuária com aeração prolongada. Os autores acreditam que as mesmas eficiências de remoção da DQO e da concentração de nitrogênio podem ser obtidas com menores volumes (20% menos que um processo convencional de pré-desnitrificação), e com mais baixos consumos de energia (50%).

O *bulking* de organismos filamentosos e a longa idade do lodo requerida para a nitrificação são dois fatores importantes que limitam a capacidade de remoção biológica de nutrientes em sistemas de lodos ativados (EKAMA e WENTZEL, 1999).

3.4 Crescimento de microrganismos filamentosos

A utilização de processos combinados contribui significativamente para o barateamento do tratamento de esgotos, garantindo a eficiência do sistema. Contudo, dificuldades de operação desse sistema são encontradas quando ocorre crescimento excessivo de bactérias filamentosas (SILVA, 1993).

A velocidade de crescimento das bactérias filamentosas e das bactérias formadoras de floco em função da concentração de substrato é observada na Figura 3.2. Conforme apresentado, as bactérias filamentosas possuem velocidade de crescimento bem mais elevada para baixas concentrações de substrato do que as não filamentosas. Isso pode ser generalizado em condições limitadas de crescimento onde, o desenvolvimento de filamentos é favorecido. E mais, a energia de manutenção requerida pelos microrganismos filamentosos é normalmente menor se

comparados com microrganismos não filamentosos (ECKENFELDER, 1989). Consta-se por meio da Figura 3.2 de maneira qualitativa que a presença de bulking pode ocorrer em situações com baixa relação A/M e também com essa relação alta.

Figura 3.2: Velocidade de crescimento como uma função da concentração de substrato - Eckenfelder (1989)

A concentração de substrato necessária nos sistemas para evitar o crescimento excessivo de bactérias filamentosas pode ser obtida pelos seguintes arranjos segundo Eckenfelder e Grau (1992):

- ☞ reator seqüencial em batelada simulando um sistema de lodos ativados tipo *plug-flow* ideal;
- ☞ tanques de lodos ativados altamente compartimentados;
- ☞ sistema de lodos ativados com um tanque de contato à frente do reator aeróbio (esse tanque é chamado de seletor e permite a exposição das células do lodo ativado a meios com concentração de substrato mais elevada).

A característica de sedimentabilidade do lodo pode ser verificada através do índice volumétrico de lodo (IVL), o qual mede o volume de lodo sedimentado em 30

minutos. Esse índice é bastante utilizado para verificação de intumescimento de lodo. A sedimentação do lodo pode ser relacionada com o valor do índice volumétrico do lodo, conforme apresentado na Tabela 3.1.

Tabela 3.1: Característica de sedimentação do lodo e o índice volumétrico do lodo (IVL) - Eckenfelder e Grau (1992)

Característica do lodo	IVL (ml.g^{-1})
Boa sedimentação	< 100
Pouco denso	100 a 200
Bulking	> 200

A relação alimento/microrganismos (A/M) é muito importante no controle de *bulking* de lodo, assim como a quantidade de oxigênio disponível. A Figura 3.3 apresenta essa correlação para lodo de água residuária de papel e celulose. Observa-se o não aparecimento de bactérias filamentosas em excesso para relação $A/M < 0,4$ e oxigênio dissolvido (OD) entre 1,0 e 4,0 mg.l^{-1} , sendo que a relação $A/M=0,3$ e $OD=3,5 \text{ mg.l}^{-1}$ apresentou melhor índice volumétrico do lodo (IVL).

Figura 3.3: Relação entre A/M e oxigênio dissolvido para *bulking* do lodo de água residuária de papel e polpa - Eckenfelder e Grau (1992)

O controle de *bulking* do lodo foi estudado por diversos autores, sendo que alguns defendem o uso de coagulantes como sulfato ferroso, cloreto férrico e produtos precipitantes baseados em alumínio (ANDREASEN e SIGVARDSEN, 1996 e AUSTERMANN-HAUN et al. 1998), outros sustentam a utilização de seletores (ANDREASEN et al., 1999), a aplicação de surfactantes (KITATSUJI et al., 1996), a aplicação de cloro (RAMÍREZ et al., 2000), o emprego de clarificadores em série (KIM et al. 1998), adição de talco (CLAUSS et al. 1999), o controle da temperatura e da carga de lodo (KNOOP e KUNST, 1998), a diminuição da idade do lodo (ROTHMAN, 1998).

A utilização de cloro como técnica de controle de *bulking* é largamente empregada nos Estados Unidos, porque ele é utilizado para desinfecção de efluentes secundários e a quantidade requerida para o controle do crescimento de bactérias filamentosas é muito pequena se comparada com a utilizada para a desinfecção. Sua aplicação não interfere na eficiência de remoção de DBO_5 e sólidos sedimentáveis para os níveis requeridos para o tratamento secundário, no entanto, ocorre um pequeno aumento na DQO do efluente (JENKINS et al., 1993).

Jenkins et al. (1984) mostraram que o cloro reage rapidamente e preferencialmente com amônia para formar monocloramina quando dosado para o lodo ativado contendo amônia. A monocloramina é um desinfetante muito menos potente que o cloro livre, entretanto ela pode permanecer disponível por um tempo mais longo. O nitrito presente no reator aeróbio pode reduzir a efetividade do cloro em matar bactérias filamentosas devido sua rápida reação com o cloro.

A hipótese do *bulking* do lodo estar associado à presença de óxido nítrico (NO) intracelular foi levantada por Casey et al. (1995). Sabe-se que as bactérias formadoras de floco em ambiente aeróbio utilizam o oxigênio como aceptor de elétrons e quando em meio anóxico elas desnitrificam NO_3^- ou NO_2^- para N_2 enquanto que as bactérias filamentosas sob condições anóxicas somente reduzem NO_3^- para NO_2^- . Os autores verificaram que quando as bactérias formadoras de floco possuem óxido nítrico em seu interior (NO é um produto intermediário da

desnitrificação) e são sujeitas a condições aeróbias, o NO inibe a utilização do oxigênio (e concomitantemente a utilização de substrato). Como as bactérias filamentosas não acumulam óxido nítrico intracelular, elas não são inibidas em sua utilização de substrato. Conclui-se dessa forma que as bactérias formadoras de floco com NO intracelular ficam em desvantagem quando comparadas com as filamentosas em relação à competição por substrato em condições aeróbias.

Saayman et al (1996) investigaram os efeitos do controle do *bulking* por produtos químicos sobre a remoção biológica de nutrientes em sistema de lodos ativados. Os oxidantes utilizados foram cloro, ozônio e peróxido de hidrogênio. Os resultados indicaram que baixas dosagens de oxidantes tem efeitos limitados sobre os processos de remoção de nutrientes, mas para níveis elevados de cloro o efeito foi prejudicial. Os autores concluíram que o cloro é o mais eficiente dos três oxidantes para o controle do *bulking*, mas que ele deve ser usado com cuidado para não prejudicar os processos de remoção biológica de fósforo. O ozônio em baixos níveis tem pequeno, mas consistente efeito positivo sobre o controle do *bulking* assim como na remoção de nutrientes. Os efeitos do peróxido de hidrogênio foram muito pequenos exceto para altas dosagens.

Yasui et al. (1996) avaliaram um sistema de lodos ativados com eliminação do excesso de lodo via ozonização do lodo recirculado. Tal estudo confirma a possibilidade de operação com menos geração de lodo sem provocar deterioração significativa na qualidade do efluente. O valor do índice volumétrico do lodo (IVL) apresentou-se melhor do que aquele encontrado para o processo convencional de lodos ativados.

Andreasen et al (1999) estudaram o melhoramento da sedimentabilidade do lodo em estações de lodos ativados tratando efluente de indústria de papel e celulose. Estas estações são freqüentemente projetadas como sistemas aeróbios de alta taxa, sem nenhum sistema de seletor microbiológico. Como consequência às propriedades de sedimentação são normalmente pobres, devido o rápido crescimento de bactérias filamentosas, que reduzem severamente a capacidade de tratamento e a qualidade do

efluente. Nesse trabalho implementaram seletores, cuja concentração no substrato e os caminhos metabólicos puderam ser manipulados, proporcionando em muitos casos a redução do problema de *bulking* em sistemas de lodos ativados.

Qualquer reação com componentes do esgoto que modifique ou reduza a concentração de cloro dosado influenciará no objetivo do cloro de destruir os microrganismos filamentosos. As bactérias filamentosas do tipo *Thiothrix* e 021N são bastante suscetíveis ao cloro.

O efeito do uso de coagulante de ferro no controle de *bulking* e remoção de fosfato foi estudado por Yamamoto-Ykemoto et al (1998) usando processo de lodos ativados em escala de laboratório. Os autores concluíram que a redução do sulfato estava relacionada ao *bulking* do lodo ativado. Quando foi adicionado FeCl_2 no tanque de aeração, a maior parte do fosfato foi removida; a redução do sulfato e o *bulking* do lodo foram suprimidos e também se verificou a extinção do fosfato livre e da produção de sulfato no lodo. A aplicação de cloreto férrico promoveu a competição entre as bactérias redutoras de ferro e as redutoras de sulfato, resultando na predominância de bactérias oxidantes de ferro.

Ramírez et al (2000) avaliaram o efeito do cloro sobre as bactérias filamentosas do tipo 021N em sistemas de lodos ativados com o objetivo de controlar seu crescimento excessivo. A dosagem máxima de cloro (Cl_2) utilizada foi de $8,0 \text{ g.kg}^{-1} \text{SSVd}^{-1}$. A adição de cloro foi feita com observação nas mudanças na sedimentabilidade do lodo. De acordo com Jenkins et al., 1982⁹ apud Ramírez et al (2000) a dosagem de cloro recomendada para controle de *bulking* é de $1,0 \text{ g.kg}^{-1} \text{SSVd}^{-1}$ a $15,0 \text{ g.kg}^{-1} \text{SSVd}^{-1}$. O método utilizando corantes apropriados para fluorescência intracelular mostrou-se adequado para avaliar a resistência das bactérias ao cloro.

⁹ JENKINS, D.; NEETHLING, J. B.; BODE, H.; RICHARD, M. G. (1982). Use of chlorination for control of activated sludge bulking. In *Bulking of Activated Sludge – Preventive and Remedial Methods*. eds B. Chambers and E. J. Tomlinson, Chapter 11. Ellis Horwood Publishers, Chichester, England.

Madoni et al. (2000) pesquisaram problemas biológicos relacionados com a excessiva proliferação de microrganismos filamentosos em 167 estações de lodos ativados na Itália. Em 84 dessas estações foram detectados problemas de formação de espuma, 81 apresentavam problemas de *bulking*, com prejuízos a sedimentação do lodo e 55 delas eram afetadas por ambos. O tipo de microrganismo mais encontrado nessas estações foi a *Microthrix parvicella*, ocorrendo também, com menor frequência, outros tipos como: 0041, 021N, 0092, 0675 e *Thiothrix*. O aumento do tamanho da população de filamentosas resultou em deterioração das propriedades de sedimentação da biomassa com perda do lodo através do efluente final. Os pesquisadores indicam o uso de técnica de zona de contato ou adição de oxidantes ou coagulantes como procedimentos promissores para resolver os problemas de *bulking* do lodo e formação de espuma. Os autores verificaram nas amostras analisadas que a incidência de *bulking* e *foaming* simultaneamente foi maior quando a carga orgânica aplicada foi superior a $0,2 \text{ kgDBO}_5.\text{kg}^{-1}\text{SSV}.\text{d}^{-1}$ atingindo 75% das estações estudadas enquanto que em estações com carga inferior a $0,1 \text{ kgDBO}_5.\text{kg}^{-1}\text{SSV}.\text{d}^{-1}$ verificou-se 21% e entre $0,1 \text{ kgDBO}_5.\text{kg}^{-1}\text{SSV}.\text{d}^{-1}$ e $0,2 \text{ kgDBO}_5.\text{kg}^{-1}\text{SSV}.\text{d}^{-1}$ o valor obtido foi de 34% de ocorrência de ambos problemas.

4 METODOLOGIA

Descreve-se a seguir a metodologia empregada para o desenvolvimento do tratamento de esgoto sanitário sintético empregando sistema combinado anaeróbio/aeróbio e lise celular forçada.

4.1 Considerações gerais

Foi montada, em escala de bancada, uma linha de tratamento combinado anaeróbio/aeróbio (reator UASB e sistema de lodos ativados), utilizando despejo sintético simulando esgoto sanitário, com as concentrações proposta por Torres (1992) acrescida de $0,0264 \text{ g.l}^{-1} \text{ KH}_2\text{PO}_4$ como fonte de fósforo para ajustar a relação de nutrientes (nitrogênio:fósforo).

No decorrer do desenvolvimento da fase experimental foram encontrados alguns problemas operacionais na partida do reator UASB e na manutenção do lodo aeróbio no tanque de aeração. Essas dificuldades estão relatadas em apêndice de forma a possibilitar melhor fluência do trabalho e ao mesmo tempo servir como apoio para outros pesquisadores que pretendam trabalhar com sistemas semelhantes. No Apêndice B, relatam-se as deficiências encontradas na partida e na operação do reator UASB e no apêndice C são descritas as diversas tentativas de controle da biomassa no sistema de lodos ativados.

Inicialmente foram conduzidos experimentos sem aplicação de lise celular (Figura 4.1), que serviram de controle, ou seja, que forneceram a linha de base de funcionamento do fluxograma escolhido para a estação de tratamento de esgoto. Em seguida, o fluxograma foi modificado, com introdução da lise celular (Figura 4.2). Os resultados experimentais (Apêndice A), então gerados, foram comparados com aqueles obtidos na fase de controle e por meio de análise estatística e modelação matemática determinaram-se as influências advindas da aplicação da lise celular.

A fase de controle do sistema foi realizada durante 4 semanas, após a partida dos reatores, que durou 57 dias para o reator anaeróbico e 7 dias para o aeróbico. O período de partida do reator UASB foi longo considerando a qualidade do inóculo utilizado. Fato esse ocorrido em função do afluente inicialmente utilizado na partida possuir relação alcalinidade a bicarbonato e DQO igual a 0,24, o que não estava fornecendo um meio favorável a estabilidade do reator anaeróbico. A vazão de alimentação durante a partida foi sendo aumentada à medida que o reator mostrava-se constante até atingir a vazão de operação (30 l.d^{-1}). A fase com aplicação da lise celular foi monitorada por 12 semanas.

Figura 4.1: Fluxograma do sistema de tratamento de esgoto sintético sanitário na fase de controle.

Figura 4.2: Fluxograma do sistema de tratamento de esgoto sintético sanitário na fase empregando a lise celular.

4.2 Montagem experimental do tratamento combinado anaeróbio/aeróbio.

Neste estudo o tratamento foi proporcionado por um reator UASB seguido de um reator aeróbio e um sedimentador operando continuamente. A seguir será apresentada a descrição do sistema de tratamento anaeróbio e aeróbio.

4.2.1 Descrição do sistema anaeróbio

O sistema anaeróbio era constituído por um reator com manta de lodo de fluxo ascendente (reator UASB) com volume de 10,5 l, construído em acrílico transparente. Esse reator possuía separador de líquido, sólidos e gás (construído em aço inoxidável) e cinco pontos de amostragem. As entradas e os pontos de amostragem possuíam diâmetro de 5/16" e a saída do reator era de 7/16". Um selo hídrico externo foi usado para permitir uma interface gás-líquido, assegurando o escoamento do afluente sem interferências de sólidos, espumas e bolhas de gás.

O despejo sintético simulando esgoto sanitário era preparado e armazenado em reservatório construído em aço inox, conservado dentro de geladeira em temperatura constante (16°C) para auxiliar na manutenção das características do despejo.

Para promover a mistura do substrato dentro do reservatório foi utilizada uma bomba de aquário durante quinze minutos. Na extremidade da mangueira de sucção havia uma borracha perfurada que garantia a alimentação na base inferior do reservatório. Na extremidade da mangueira de recalque foi colocada uma válvula de retenção a fim de introduzir perda de carga e garantir vazão mais constante.

A bomba dosadora escolhida exigia uma diferença de pressão relativamente elevada para proporcionar vazão estável. O substrato foi bombeado para a entrada do reator UASB, localizada na parte inferior do mesmo. A vazão de alimentação do reator UASB foi de 30 L.d⁻¹. O tempo de detenção hidráulica médio mantido no reator foi de 8,4 h (considerando volume total do reator) durante o desenvolvimento desse trabalho.

Na Figura 4.3 é apresentado o reator UASB utilizado nessa pesquisa e suas características físicas.

Figura 4.3: Características físicas e fotografia do reator UASB utilizado na pesquisa (dimensões em cm).

4.2.2 Descrição do sistema aeróbio

O sistema de tratamento aeróbio era composto de um reator aeróbio e um sedimentador. O reator aeróbio era cilíndrico ($D=15$ cm), construído em acrílico transparente. As entradas, pontos de amostragem e saída possuíam diâmetro de 5/16". Durante o funcionamento do sistema, o reator aeróbio foi operado com tempo de detenção hidráulica médio de 3,5 h e tempo de retenção celular teórico de 5 dias, entretanto, a perda de sólidos pelo efluente final ocasionou redução desse tempo. O volume utilizado do reator foi de 4,4 l. Para a manutenção do tempo de retenção celular foi retirado diariamente $V_{\text{reator}}/5$ (0,88 l) direto do tanque de aeração. Esse volume correspondia ao lodo de excesso.

O tempo real de retenção celular foi calculado empregando a equação (4.1).

$$\theta_c = \frac{SSV_{LA} \times V_{LA}}{(SSV_{removido} \times Q_{remida}) + (SSV_{efluente} \times Q_{efluente})} \quad \dots (4.1)$$

O sistema de aeração era constituído de um tubo de PVC conectado em uma de suas extremidades a uma peça de PVC perfurada, na qual se encaixavam quatro pedras porosas. O oxigênio foi fornecido por compressor de ar (aeração por ar difuso) conectado por uma mangueira de silicone a outra extremidade do tubo de PVC.

Um medidor de oxigênio da marca Orion, modelo 810 foi utilizado para controlar a concentração de OD dentro do reator aeróbio. Esse equipamento permaneceu ligado ao longo de todo o desenvolvimento do trabalho, sendo o mesmo calibrado diariamente. A calibração foi feita utilizando um acessório do medidor no qual a sonda era colocada e sob agitação realizava-se a calibração por saturação. A sonda do medidor ficava mergulhada dentro do tanque de aeração com sua extremidade voltada para cima com a finalidade de evitar interferências ocasionadas por bolhas de ar.

A Figura 4.4 mostra as características do reator aeróbio.

Figura 4.4: Características físicas e fotografia do reator aeróbio utilizado no trabalho - (Dimensões em cm).

O sedimentador usado nessa pesquisa foi construído utilizando cone Inhoff de material plástico e tubo de PVC com 9,7 cm de diâmetro. O volume total do sedimentador era de 2,7 l, operando com 2,2 h de tempo de retenção hidráulica. O mesmo possuía duas saídas (retorno de lodo e efluente tratado) e a entrada era realizada através de mangueira de silicone ($\theta = 3/8''$) situada 5cm abaixo do ponto de saída do efluente. Nas saídas foram utilizados espigões de 5/16'' de diâmetro. A recirculação do lodo foi efetuada por uma bomba dosadora e mantida em $1,55 \text{ l.h}^{-1}$, sendo necessário algumas vezes atingir a vazão de $2,0 \text{ l.h}^{-1}$ devido à dificuldade de sedimentação do lodo. Dessa forma a taxa de recirculação do lodo variou de 1,2 a 1,6, com maior parte do experimento sendo mantida em 1,2.

Na Figura 4.5 são mostradas as características físicas e a fotografia do sedimentador estudado.

Figura 4.5: Características físicas e fotografia do sedimentador utilizado no desenvolvimento da pesquisa – (Dimensões em cm).

4.3 Operação do sistema de tratamento.

Um esquema da montagem experimental utilizada no desenvolvimento deste trabalho é apresentado na Figura 4.6. O sistema era composto de duas bombas dosadoras, um reator UASB, um reator aeróbio e um sedimentador, dois

reservatórios de armazenamento (do esgoto sintético bruto e do efluente tratado) e selo hídrico externo.

Figura 4.6: Esquema da montagem experimental - Reator UASB, Tanque de aeração e Sedimentador Secundário.

Na Figura 4.7 são apresentadas fotografias da montagem experimental e dos reatores operados.

Figura 4.7: Fotografias dos reatores utilizados no tratamento de esgoto sanitário sintético (reator UASB e lodos ativados).

Na primeira etapa experimental, para levantamento dos dados de controle, o efluente do reator anaeróbico alimentou o reator aeróbico e uma parcela do lodo do sedimentador foi retornada ao reator aeróbico, sendo o excesso descartado. Após acompanhamento dessa fase, iniciou-se a fase empregando a lise celular. A alteração

sofrida no sistema foi que a cada 24 horas, o lodo de excesso era lisado por um equipamento de ultra-som e retornado ao reator UASB como fonte de carbono. Os pontos de coleta e as análises foram mantidos para posteriormente serem comparados.

A circulação e a recirculação, tanto da fase líquida quanto do lodo foram feitas por meio de bombas dosadoras (Figura 4.8). A vazão de ar necessária para garantir a mistura completa do meio resultou em concentração de oxigênio dissolvido de $5,0 \text{ mg.l}^{-1}$. De acordo com a literatura esse valor é considerado elevado.

Figura 4.8: Informações técnicas sobre a bomba dosadora empregada no estudo.

4.4 Pontos de amostragem e variáveis analisadas.

As análises foram realizadas em quatro pontos distintos de coleta para o acompanhamento do processo [entradas do reator UASB (antes do retorno do lodo lisado), do tanque de aeração, e sedimentador e saída do sedimentador]. Os parâmetros analisados são apresentados na Tabela 4.1.

Tabela 4.1:– Variáveis analisadas no afluente e efluente de cada reator

Parâmetro	Método	Frequência
Alcalinidade total ($\text{mgCaCO}_3.\text{l}^{-1}$)	titulométrico	3x semana
Alcalinidade parcial ($\text{mgCaCO}_3.\text{l}^{-1}$)	titulométrico	3x semana
Ácidos voláteis ($\text{mgHAc}.\text{l}^{-1}$)	titulométrico	3x semana
DQO filtrada ($\text{mgO}_2.\text{l}^{-1}$)	espectrofotométrico	3x semana
DQO total ($\text{mgO}_2.\text{l}^{-1}$)	espectrofotométrico	3x semana
Nitrogênio Kjeldahl ($\text{mgN-NTK}.\text{l}^{-1}$)	titulométrico	3x semana
Nitrogênio amoniacal ($\text{mgN-NH}_3.\text{l}^{-1}$)	titulométrico	3x semana
Nitrito ($\text{mgN-NO}_2^-\text{l}^{-1}$)	espectrofotométrico	3x semana
Nitrato ($\text{mgN-NO}_3^-\text{l}^{-1}$)	espectrofotométrico	3x semana
Fósforo ($\text{mgP}.\text{l}^{-1}$)	espectrofotométrico	3x semana
Sólidos suspensos totais ($\text{mgSST}.\text{l}^{-1}$)	gravimétrico	3x semana
Sólidos suspensos voláteis ($\text{mgSSV}.\text{l}^{-1}$)	gravimétrico	3x semana
Sólidos suspensos fixos ($\text{mgSSF}.\text{l}^{-1}$)	gravimétrico	3x semana
Oxigênio dissolvido ($\text{mgOD}.\text{l}^{-1}$)	potenciométrico	medida on-line
pH	potenciométrico	diário
Composição de gás metano (mMol.ml^{-1})	cromatografia gasosa	3x semana

Para a realização das análises de nitrogênio, fósforo, demanda química de oxigênio e sólidos seguiu-se a metodologia descrita no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (1998). As leituras de DQO, fósforo, nitrito e nitrato foram realizadas em espectrofotômetro da marca HACH, modelo DR4000. O medidor de pH utilizado nas análises era da marca Corning, modelo 430.

O método empregado na análise de DQO foi o colorimétrico de fluxo fechado, o qual apresenta coeficiente de variação de 9,6%.

Na análise de fósforo o método empregado foi o colorimétrico com ácido ascórbico. Esse método apresenta desvio relativo igual a 9,1%.

Para as análises de nitrogênio total Kjeldahl e nitrogênio amoniacal foi empregado o método colorimétrico semi-micro-Kjeldahl. O digestor utilizado na análise de NTK foi o modelo MA 850, e o destilador empregado nas análises de NTK e N-amoniacal foi o modelo MA 036, ambos da marca Marconi.

A determinação de nitrato foi feita utilizando o método de filtro espectrofotométrico de ultravioleta e para nitrito o método colorimétrico. O desvio padrão para concentrações de nitrito abaixo de 1 mg.l^{-1} é de 0,005 e, para valores superiores a 1 mg.l^{-1} , é de 0,01.

O levantamento dos dados de ácidos graxos voláteis e alcalinidade total, parcial e a bicarbonato foi realizado aplicando-se a metodologia de Dilallo e Albertson (1961) modificada por Ripley et al (1986).

Para a análise da composição de gás metano foi utilizado cromatógrafo gasoso da marca Gow-Mac, com detector de condutividade térmica e coluna “Porapak Q” (2 m x 1/4”- 80 a 100 mesh), o gás de arraste era o hidrogênio a 1 ml.s^{-1} e a metodologia apresentava 10% de acuracidade.

As análises microscópicas foram realizadas em microscópio da marca Olympus BX60-FLA.

4.5 Características do despejo sintético simulando esgoto sanitário

A composição básica do despejo sintético utilizado, que foi desenvolvida por Torres (1992) nos laboratórios do Departamento de Hidráulica e Saneamento especialmente para permitir experimentos com alto grau de reprodutibilidade, devido ao conhecimento dos constituintes, é apresentada nas Tabelas 4.2, 4.3 e 4.4. Observa-se que o despejo era preparado e armazenado em geladeira por 24 h durante o período de alimentação. Após esse período o reservatório era retirado e outro era introduzido com novo despejo para alimentar o sistema. Esse procedimento permitiu manter as características do despejo.

Tabela 4.2: Composição do substrato sintético simulando esgoto sanitário (TORRES, 1992).

Fração orgânica	Porcentagem da DQO	Compostos orgânicos
Proteínas	50%	extrato de carne
Carboidratos	40%	sacarose 20%
		amido comercial 60%
		celulose em pó 20%
Lipídios	10%	óleo de soja

Tabela 4.3: Composição do substrato sintético para produção de 1 litro de esgoto com cerca de DQO de $500\text{mgO}_2\text{.l}^{-1}$.

Compostos orgânicos	Concentração (g.l^{-1})
Extrato de carne	0,208
Sacarose	0,035
Amido comercial	0,114
Celulose	0,034
Óleo de soja	$0,051\text{ ml.l}^{-1}$
Detergente	0,114
Bicarbonato de sódio	0,2
Solução de sais minerais	$5,0\text{ ml.l}^{-1}$

Tabela 4.4: Concentração das soluções de sais minerais usadas na composição do despejo sintético simulando esgoto sanitário.

Sais Minerais	Concentração (g.l^{-1})
NaCl	0,25
$\text{MgCl}_2.6\text{H}_2\text{O}$	0,007
$\text{CaCl}_2.2\text{H}_2\text{O}$	0,0045
KH_2PO_4	0,0264

O despejo sanitário sintético foi preparado a cada 24 horas e durante esse período havia variação em suas concentrações, por esta razão, todas as análises foram realizadas para o substrato novo e o que estava com 24 horas e dessa forma obteve-se valores intermediários do substrato afluente.

O efluente tratado era armazenado por 24 h em reservatório e a sua análise era feita com amostra composta após homogeneização de todo o líquido.

No decorrer do trabalho foram analisadas as características do despejo sanitário sintético utilizado e os valores médios encontrados são apresentados na Figura 4.9.

Figura 4.9: Características do despejo sintético simulando esgoto sanitário utilizado no trabalho na fase de controle.

A concentração de nitrato encontrada no despejo sintético é elevada o que sugere que a metodologia empregada pode não ser satisfatória.

Conforme pôde ser visto na Figura 4.9 as concentrações de sólidos suspensos totais, nitrogênio amoniacal e NTK no despejo sintético estão abaixo das médias usualmente encontradas no esgoto doméstico (220 mg.l⁻¹, 25 mg.l⁻¹ e 40 mg.l⁻¹ respectivamente, Metcalf e Eddy, 1991). O despejo sintético não possui parte inerte.

4.6 Partida do reator UASB

O reator UASB (volume útil = 10,5 l) foi inoculado com 3,5 l de lodo granulado proveniente de reator anaeróbio da Avícola Dakar (Tietê/SP) e 7,0 l com substrato sintético simulando esgoto sanitário com concentração de 500 mgDQO.l⁻¹.

Para adaptar o lodo, o reator ficou funcionando em batelada durante 24 horas e em seguida iniciou-se a alimentação contínua com tempo de detenção hidráulica de 34,0 horas (considerando o volume total do reator) e à medida em que os valores das análises de DQO, ácidos graxos voláteis e gases eram mantidos constantes a vazão foi sendo alterada até atingir o valor de $1,24 \text{ l.h}^{-1}$, correspondente a 8,4 h de tempo de detenção hidráulica, considerando o volume total do reator.

O reator foi instalado em uma câmara construída com madeira e com controle de temperatura sendo feito por termostato e aquecedor elétrico. A temperatura foi mantida em $25^{\circ}\text{C} \pm 1,5^{\circ}\text{C}$.

Quando o reator anaeróbio atingiu eficiência média de remoção de DQO de 70%, composição de gás metano com 74% de área e relação $\text{AI/AP} = 0,36$, foi considerada que a partida nesse reator já ocorrera e iniciou-se a partida no reator aeróbio. De acordo com Ripley et al. (1986), valores de AI/AP superiores a 0,3 indicam a ocorrência de distúrbios no processo de digestão anaeróbia, no entanto segundo Foresti, 1994 é possível que a estabilidade do processo ocorra para valores de AI/AP diferentes de 0,3.

4.7 Partida do reator aeróbio

O reator aeróbio foi inoculado com 2,75 l de lodo proveniente de uma estação de tratamento por lodos ativados tratando esgoto sanitário e completou-se o volume do mesmo com 1,65 l de despejo sintético. O reator foi mantido aerado e funcionando em batelada para adaptação por uma semana e em seguida este começou a receber o efluente do reator UASB continuamente.

4.8 Procedimento de operação dos reatores

O início do período de controle foi estabelecido em função do comportamento do reator UASB. Assim que o reator apresentou-se estável, com

eficiência média de remoção de DQO aproximadamente de 70%, concentração de ácidos graxos voláteis no efluente do reator praticamente constante e abaixo de 40 mgHAc.L⁻¹ e composição de gás metano de 74% da área considerou-se que a partida do reator já havia ocorrido e deu-se início a fase experimental do tratamento do esgoto sanitário sintético sem o retorno do lodo desintegrado.

O acompanhamento da fase de controle se deu durante período de 4 semanas e em seguida iniciou-se a fase com retorno do lodo a entrada do reator UASB, após esse ser exposto a ultra-som. O material lisado era retornado à entrada do reator anaeróbio de uma única vez quando a alimentação do mesmo era interrompida para troca de substrato. Esse procedimento era realizado diariamente sempre no mesmo horário. O volume de lodo lisado diariamente, assim como sua DQO variou uma vez que o reator aeróbio apresentava problemas de sedimentação, fato esse ocorrido devido à presença de bactérias filamentosas.

Para monitoramento dos reatores foram feitas análises microscópicas do lodo empregando microscopia óptica de luz comum e contraste de fase.

Durante o período de acompanhamento da fase de controle e da fase com aplicação de lise celular não foi necessário fazer o descarte de lodo do reator anaeróbio. A altura da manta de lodo desse reator foi acompanhada por meio da parede de acrílico do reator e não houve diferença entre o início e término da operação. Uma pequena quantidade de material celular desprendia-se do reator e essa era recolhida e armazenada para posteriormente utilizar os dados de volume e concentração de sólidos no balanço de massa.

4.8.1 Equipamento utilizado para promover a lise celular.

A lise celular forçada foi proporcionada por um equipamento ultra-sônico da marca Thorton. Esse equipamento é constituído de painel de controle, caixa de isolamento acústico e sonda de ultra-som. No painel de controle se selecionam a potência, o tempo de exposição e o tipo de ponteira (macro ou micro) a ser empregado. A microponteira tem capacidade para produzir ondas acústicas em 20ml

de lodo enquanto a macro permite um volume máximo de 200ml. A sonda de ultra-som fica armazenada dentro da caixa de isolamento acústico, a qual é revestida com isopor (Figura 4.10).

Figura 4.10: Fotografia do equipamento utilizado para realizar lise celular e detalhe da sonda de ultra-som.

As características técnicas do equipamento de ultra-som utilizado são apresentadas na Tabela 4.5. A eficiência conseguida pela lise celular foi avaliada tanto por meio da microscopia óptica quanto pelo aumento da DQO da amostra filtrada, conforme realizado em trabalho anterior por Nolasco (1998).

Tabela 4.5: Dados técnicos sobre o equipamento de ultra-som da marca Thorton – (www.unique.ind.br).

Tensão de operação	220V - 50/60 Hz
Consumo	150 VA
Frequência de trabalho	20 kHz
Potência ultra-sônica	100 W
Volume máximo de amostra processado pela macroponteira	200 ml

4.8.1.1 Definição da potência e do tempo de exposição ao ultra-som

Para estabelecer a potência para o desenvolvimento do trabalho e o tempo de exposição do lodo ao ultra-som foi realizado um teste com 90 ml de amostra de lodo proveniente do reator aeróbio para cada potência avaliada. O lodo foi exposto ao ultra-som em três diferentes potências e cinco tempos de exposição para cada potência. Em função do volume de amostra foi utilizada a macroponteira.

As potências estudadas foram 50 W, 75 W e 100 W com tempos de exposição de 1, 10, 20, 30 e 40 minutos. A amostra foi colocada em copo de Becker de 200 ml e mantida refrigerada utilizando gelo triturado, depositado em um copo de Becker de 500 ml. Esse procedimento garantia a não interferência da temperatura no processo.

Ao final de cada tempo de exposição retirou-se uma alíquota da amostra lisada para análise de DQO das amostras bruta e filtrada e acompanhamento microscópico. O procedimento foi repetido para as demais potências.

Devido à rápida colmatção da membrana de filtro utilizada para fazer a análise de DQO da amostra filtrada, foi necessário centrifugar as amostras lisadas por 15 minutos a 2800 rpm, para posteriormente filtrar o sobrenadante e realizar o ensaio.

A porcentagem média global de conversão de DQO filtrada foi calculada pela equação 4.2 (SPRINGER et al, 1996).

$$\% \text{ Conversão} = \left(\frac{DQO_{\text{Filtrada lisada}} - DQO_{\text{Filtrada controle}}}{DQO_{\text{Total lisada}} - DQO_{\text{Filtrada controle}}} \right) \times 100 \quad \dots (4.2)$$

A concentração de sólidos presente na amostra é uma variável que nos próximos estudos deverá ser analisada e incorporada à equação 4.2.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nesse capítulo são apresentados e discutidos os resultados obtidos no sistema de tratamento de despejo sanitário sintético empregando reator UASB e lodos ativados sem e com aplicação de lise celular forçada.

5.1 Partida do reator UASB

A partida do reator UASB foi monitorada por 24 dias e após verificar a estabilidade do reator através da relação alcalinidade intermediária/alcalinidade parcial (AI/AP), da composição de gás metano e da eficiência de remoção de DQO do reator deu-se início à fase de controle do sistema de tratamento.

A relação AI/AP a partir do 7º dia de acompanhamento, embora mostrasse valores superiores a 0,3 (RIPLEY et al (1986), menciona estabilidade do reator para valores inferiores a 0,3), praticamente não sofreu alterações. Dessa forma, após 24 dias em operação considerou-se que a partida do reator UASB já havia ocorrido. A Figura 5.1 mostra a relação AI/AP no efluente do reator UASB no período de partida.

Figura 5.1: Relação AI/AP no efluente do reator UASB durante a partida.

São apresentados nas Figuras 5.2 e 5.3 os resultados da demanda química de oxigênio e da composição de gases no reator UASB no período de partida do reator.

Figura 5.2: Variação temporal da DQO na partida do reator UASB.

Os resultados das medidas de DQO da amostra do efluente do reator UASB mostraram-se estáveis a partir do 7º dia de acompanhamento, demonstrando que a

partida do reator já havia ocorrido aos 24 dias, o que também pode ser observado nos resultados da composição de gases, Figura 5.3.

Figura 5.3: Resultados da composição de gases na partida do reator UASB.

5.2 Definição da potência e do tempo de exposição do lodo aeróbio ao ultra-som

Ensaio da demanda química de oxigênio foram realizados utilizando amostras do lodo aeróbio após exposição ao ultra-som a diferentes potências e tempos de contato. Com os resultados foi possível estabelecer a potência e o tempo de exposição ao ultra-som empregados para o desenvolvimento desse trabalho.

Na Figura 5.4 apresenta-se o resultado das medições da demanda química de oxigênio (DQO) para a amostra bruta.

Figura 5.4: Resultados da DQO da amostra bruta do lodo aeróbio lisado em potências de 50 W, 75 W e 100 W.

A análise da DQO para a amostra bruta do lodo lisado apresentou um acréscimo no primeiro minuto de exposição ao ultra-som de 8%, 16% e 17% para as potências de 50 W, 75 W e 100 W respectivamente e não sofreu grandes variações, exceção feita para a potência de 75 W e 40 minutos de exposição. O aumento inicial da DQO da amostra bruta pode ser devido a reações químicas induzidas pelo ultra-som, um fenômeno relatado em Neis e Tiehm (1999). Levando-se em conta o erro experimental e os possíveis erros de diluição da amostra, pode-se inferir que os valores obtidos não apresentaram alterações significativas nas amostras brutas lisadas.

Os resultados das medidas da DQO da amostra filtrada do lodo lisado são apresentados na Figura 5.5, mostrando que a DQO eleva-se à medida em que se aumenta a potência empregada e o tempo de exposição, o que demonstra a liberação de material, anteriormente contido no interior das células, provocada pelo equipamento de ultra-som.

Figura 5.5: Resultados da análise da DQO da amostra de lodo aeróbio lisado e filtrado.

Nota-se que, a partir do tempo de exposição de 20 minutos, a taxa de aumento na DQO é relativamente menor do que aquela obtida até 20 min. Observa-se que para a potência de 100 W, com 20 minutos de exposição existe um acréscimo na DQO de 186% em relação ao valor inicial. Para o tempo de exposição de 40 minutos esse acréscimo foi de 243%. Assim, após 20 minutos de aplicação, mesmo dobrando-se a quantidade de energia gasta na lise celular, há um ganho de apenas 20% no aumento da DQO em relação a uma exposição de 20 minutos (Tabela 5.1).

Os resultados da DQO da amostra filtrada para a potência de 50 W se mostraram incoerentes, pois apresentaram aumentos da DQO superiores aos obtidos para a potência de 75 W comparando o mesmo tempo de exposição ao ultra-som, Tabela 5.1. Não foi encontrada uma explicação plausível para essa ocorrência, observada mais de uma vez.

Tabela 5.1: Resultados da DQO das amostras bruta e filtrada empregando equipamento de ultra-som para potências de 50 W, 75 W e 100 W e diferentes tempos de exposição.

Tempo (min)	DQO da amostra bruta				DQO da amostra filtrada			
	Potência (W)				Potência (W)			
	0	50	75	100	0	50	75	100
0	11.114	-	-	-	2.198	-	-	-
1	-	12.041	12.913	12.968	-	2.443	1.816	2.389
10	-	12.450	12.504	12.750	-	4.434	4.188	4.134
20	-	13.159	13.731	12.613	-	5.334	5.743	6.288
30	-	12.532	13.595	11.877	-	7.597	6.697	7.051
40	-	13.486	15.776	13.568	-	4.107	6.806	7.542

Na Figura 5.6, que mostra a evolução da DQO da amostra filtrada em função da energia aplicada, verifica-se um comportamento bastante semelhante para as potências de 75 W e 100 W. No entanto, confirma-se por meio dessa figura que, para a potência de 50 W, os resultados são incoerentes. Considerando-se a pouca confiabilidade que pode ser depositada no equipamento de ultra-som, talvez resida em problemas de seu funcionamento os resultados observados. A impossibilidade de verificar a calibração do equipamento não permite que se façam observações complementares.

Figura 5.6: Resultados da DQO da amostra filtrada em função da relação densidade de energia empregada para promover a lise celular.

Como a potência de 100 W é a máxima potência oferecida pelo equipamento preferiu-se trabalhar com uma potência inferior, visto que o comportamento das potências 75 W e 100 W apresentou-se semelhante. Em função dos resultados trabalhou-se com a potência 75 W e 20 minutos de tempo de exposição (Densidade de energia igual a 1000 J.mL⁻¹).

A Figura 5.7 relaciona os valores da DQO filtrada obtidos em função da densidade de energia aplicada para as potências de 75 W e 100 W. Para a construção desse gráfico os valores obtidos para a potência de 50 W foram desconsiderados devido o comportamento dos dados levantados.

Figura 5.7: Gráfico da DQO filtrada em função densidade de energia.

A porcentagem média global de conversão da DQO filtrada foi calculada pela equação 4.2 (SPRINGER et al, 1996).

$$\% \text{ Conversão} = \left(\frac{DQO_{\text{Filtrada}} - DQO_{\text{Filtrada controle}}}{DQO_{\text{Total}} - DQO_{\text{Filtrada controle}}} \right) \times 100 \quad \dots (4.2)$$

Para a densidade de energia igual a 1000 J.ml^{-1} a porcentagem média global de conversão da DQO filtrada obtida por meio do equipamento de ultra-som foi de 30%.

5.3 Resultados da fase de controle e da fase com aplicação de lise celular

A seguir são apresentados os resultados obtidos na fase de controle e na fase empregando a lise celular no sistema de tratamento anaeróbio/aeróbio (reatores UASB/lodos ativados) proposto operando com fluxo contínuo.

A Tabela 5.2 mostra valores médios, desvio padrão e número de medições feitas em diferentes pontos de amostragem do sistema de tratamento combinado durante as fases de controle e de aplicação da lise celular para todos os parâmetros monitorados.

Tabela 5.2: Valores médios (Média), desvio padrão (DP) e número de amostras das medições de acompanhamento (n) no afluente (despejo sintético), nos reatores UASB, tanque de aeração e efluente tratado nas fases de controle e de lise celular.

Parâmetro	Fase	Despejo Sintético		Efluente UASB		Efluente Tanque de aeração		Efluente tratado	
		FC	FL	FC	FL	FC	FL	FC	FL
pH	Mínimo	7,2	7,2	7,0	7,0	7,6	7,6	7,9	7,8
	Máximo	7,5	7,6	7,2	7,3	8,4	8,1	8,3	8,4
	n	11	34	11	34	11	34	11	34
DQO amostra bruta ($\text{mgO}_2.\text{l}^{-1}$)	Média	512	483	145	91	674	388	80	71
	DP	29	34	17	9	325	222	21	12
	n	11	34	11	34	11	34	11	34
DQO amostra filtrada ($\text{mgO}_2.\text{l}^{-1}$)	Média	398	385	107	59	49	46	49	48
	DP	19	15	13	8	11	12	10	8
	n	11	34	11	34	11	34	11	34
Alcalinidade total ($\text{mgCaCO}_3.\text{l}^{-1}$)	Média	217	227	259	291			256	285
	DP	17	14	17	14			16	17
	n	11	34	11	34			11	34
Ácidos Voláteis ($\text{mgHAc}.\text{l}^{-1}$)	Média	46	46	34	26			24	23
	DP	6	7	3	7			3	5
	n	11	34	11	34			11	34
SST ($\text{mgSST}.\text{l}^{-1}$)	Média	66	76	56	58	424	354	48	59
	DP	20	19	35	21	224	166	42	34
	n	9	34	10	34	10	34	10	34
SSV ($\text{mgSSV}.\text{l}^{-1}$)	Média	65	70	51	51	388	326	44	55
	DP	17	19	27	26	199	158	46	32
	n	10	34	11	34	11	34	11	34

Parâmetro	Fase	Despejo Sintético		Efluente UASB		Efluente Tanque de aeração		Efluente tratado	
		FC	FL	FC	FL	FC	FL	FC	FL
NTK (mgN-NTK.l ⁻¹)	Média	23	23	22	21	46	34	18	19
	DP	2	2	3	3	18	13	4	4
	n	11	34	11	34	11	34	11	34
N-NH ₃ (mgN-NH ₃ .l ⁻¹)	Média	1,0	2,0	16,0	17,0	14,0	16,0	13,0	14,0
	DP	0,3	1,0	1,0	1,0	2,0	2,0	2,0	2,0
	n	11	34	11	34	11	34	11	34
N-NO ₂ ⁻ (mgN-NO ₂ ⁻ .l ⁻¹)	Média	0,010	0,043	0,003	0,012	1,199	1,022	1,377	1,488
	DP	0,009	0,032	0,004	0,012	1,313	0,957	1,435	1,047
	n	11	34	11	34	9	34	8	34
N-NO ₃ ⁻ (mgN-NO ₃ ⁻ .l ⁻¹)	Média	3,8	3,7	1,3	1,2	2,6	2,1	3,4	3,8
	DP	0,4	0,3	0,2	0,3	1,4	1,0	2,0	1,7
	n	11	33	11	19	8	29	10	26
P (mg P.l ⁻¹)	Média	5,9	6,0	5,5	5,5	8,6	7,0	5,8	5,8
	DP	0,3	0,3	1,3	0,3	2,2	1,2	0,8	0,4
	n	11	34	11	34	11	34	11	34
em que: FC = fase de controle				DQO = demanda química de oxigênio					
FL = fase com lise celular				SST= sólidos suspensos totais					
DP = desvio padrão				SSV= sólidos suspensos voláteis					
n = número de amostras									

5.3.1 Análise dos resultados da demanda química de oxigênio

Na Figura 5.8 são mostrados os dados obtidos da demanda química de oxigênio da amostra bruta na fase de controle e na fase com o emprego da lise celular. No Apêndice A, Tabela A.1 encontram-se os dados utilizados para construção dos gráficos. Os resultados da DQO mostram oscilações no efluente do tanque de aeração, fato verificado nas duas fases estudadas e justificado pela dificuldade em manter a biomassa no reator devido ao aparecimento de *bulking*.

Figura 5.8: Resultados da DQO da amostra bruta do sistema combinado, nas fases de controle e de aplicação de lise celular.

A realização de um estudo estatístico (teste-Z) mostrou que a diferença existente entre as médias da DQO do efluente da amostra bruta e da amostra filtrada nas fases de controle e na fase com aplicação de lise celular não é significativa (Tabela D.1, Apêndice D). Tal fato sugere que no período observado o retorno de material lisado ao sistema não provocou nenhuma mudança no mesmo com relação à demanda química de oxigênio.

Verifica-se na Figura 5.9 que a média da DQO da amostra filtrada do efluente do reator UASB foi menor na fase com lise celular, fato esse confirmado pelo teste-Z (Apêndice D, Tabela D.2), o que pode ter ocorrido devido ao retorno do lodo lisado a entrada do reator UASB ter proporcionado melhoria na biodegradabilidade anaeróbia (DOHANYIOS et al., 1997). Para as demais amostras filtradas a diferença entre as médias da DQO nas fases de controle e com aplicação de lise celular não apresentou significado estatístico.

Figura 5.9: Resultados da DQO da amostra filtrada do sistema combinado, nas fases de controle e de aplicação de lise celular.

Conforme pode ser observado na Tabela 5.3 a eficiência média global de remoção da demanda química de oxigênio no sistema proposto foi de 90% nas duas fases estudadas. A análise estatística com o Teste-Z (Tabela D.3, Apêndice D) confirmou a não significância entre as médias da eficiência de remoção de DQO nas fases de controle e com lise celular.

Para o cálculo da eficiência de remoção da DQO foram utilizados os valores de entrada da amostra bruta e de saída da amostra filtrada devido à excessiva perda de material celular no sedimentador pela presença de bactérias filamentosas.

Tabela 5.3: Valores médios da DQO do sistema de tratamento combinado na fase de controle e na fase com aplicação de lise celular.

		Demanda química de oxigênio ($\text{mgO}_2.\text{l}^{-1}$)		
		Afluente _{bruta}	Efluente _{filtrada}	Eficiência média de remoção (%)
Fase de controle	Valor médio	512	49	90
	Desvio padrão	29	10	
	Nº amostras	11	11	
Fase com lise celular	Valor médio	483	48	90
	Desvio padrão	34	8	
	Nº amostras	34	34	

A eficiência média de remoção da DQO no reator UASB na fase de controle considerando a $DQO_{\text{afluente_bruta}}$ e a $DQO_{\text{efluente_filtrada}}$ foi de 79% e na fase empregando a lise celular foi de 88% (Tabela A.1, Apêndice A). O reator anaeróbio manteve-se bastante estável em ambas as fases. O teste-Z confirma a significância da diferença entre as médias obtidas para as duas fases (Tabela D.3, Apêndice D). Observa-se uma melhoria no tratamento anaeróbio quando se acrescentou material lisado (*debris* celular) à entrada do UASB, tal ocorrência pode ter acontecido devido o retorno de material enzimático ao reator.

Um comportamento cíclico é percebido nos resultados da eficiência de remoção da DQO do reator UASB, o mesmo ocorrendo na eficiência global do sistema, porém de forma menos acentuada. O sistema foi mantido funcionando durante 4 dias continuamente e nos demais, o reator UASB permanecia alimentado com fluxo contínuo, mas sem retorno de material lisado e o reator aeróbio era mantido em batelada para recuperação de biomassa devido sua perda no sedimentador.

Conforme pode ser observado no gráfico com período detalhado (Figura 5.10) os pontos com menor eficiência de remoção da DQO no reator UASB se referem sempre aos valores obtidos no primeiro dia de análise após o reator UASB ser alimentado com material lisado (Figura 5.10). Percebe-se por esses dados que o uso contínuo da recirculação do lodo lisado pode estar favorecendo a remoção da DQO no reator anaeróbio. A eficiência de remoção de DQO global foi afetada pela eficiência instável do sistema de lodos ativados.

Período detalhado

Figura 5.10: Resultados da eficiência de remoção da DQO do sistema combinado, nas fases de controle e de lise celular.

5.3.2 Análise do potencial hidrogeniônico

São apresentados no Apêndice A, Tabela A.2 as leituras, os valores máximos e mínimos das análises de pH do sistema combinado e o número de amostras examinadas.

Os valores mínimos e máximos do pH do afluente do reator UASB foram iguais a 6,9 e 7,5 e do efluente desse reator foram 7,0 e 7,3. Esses valores encontram-

se dentro da faixa considerada ótima para o crescimento de bactérias produtoras de metano (pH de 6,6 a 7,4).

Os valores do pH nos cinco pontos de coleta, tanto na fase de controle como na fase empregando a lise celular, mantiveram-se entre 6,9 e 8,4, sem alterações de uma fase para a outra. Na Figura 5.11 são apresentados os resultados das medidas de pH.

Figura 5.11: Resultados do pH no sistema combinado, na fase de controle e na fase com lise celular.

5.3.3 Análise da composição de gases no reator UASB

Com relação à composição de metano os dados são encontrados no Apêndice A, Tabela A.3. Por meio desses verifica-se que a produção de metano no reator UASB sofreu variações. Todavia, comparando-se as médias entre as duas fases pesquisadas por meio de teste estatístico (teste-Z), não se verificou alterações de uma fase para outra na produção de metano (Tabela D.4, Apêndice D).

Na Figura 5.12 são mostrados os resultados da análise de gases produzidos no reator UASB durante a fase de controle e a fase de aplicação da lise celular.

Figura 5.12: Resultados da medição de gases produzidos no reator UASB, na fase de controle e na fase com lise celular.

5.3.4 Análise da Alcalinidade

São apresentados na Tabela A.5 (Apêndice A) os dados obtidos da alcalinidade a bicarbonato no sistema combinado. Os valores da alcalinidade a bicarbonato do afluente apresentados na Figura 5.13 se referem a alcalinidade intermediária entre o início da alimentação e o final do ciclo de 24 horas.

Conforme pode ser observado na Figura 5.13, durante a fase de controle percebe-se um acréscimo na alcalinidade a bicarbonato para as quatro primeiras medidas devido a alguma perturbação ocorrida no sistema. Na fase posterior (aplicação de lise celular) verificou-se que os resultados obtidos apresentaram tendência de estabilidade e indicação de que não ocorreu nitrificação no sistema de tratamento devido não haver consumo de alcalinidade.

A realização de análise estatística das medidas de alcalinidade a bicarbonato entre as médias obtidas nas duas fases mostrou diferença significativa para as amostras do efluente do UASB e do efluente tratado (Tabela D.5, Apêndice D), sendo que a alcalinidade na fase com aplicação de lise celular apresentou valores superiores aos da fase de controle.

Figura 5.13: Resultados das medições da alcalinidade à bicarbonato no sistema combinado, nas fases de controle e de emprego da lise celular.

Por meio da Figura 5.14 que relaciona alcalinidade intermediária com alcalinidade parcial, verifica-se que o reator UASB permaneceu estável (de acordo com RIPLEY et al., 1986, essa relação menor que 0,3 indica estabilidade) nas duas fases estudadas. Essa relação manteve-se em média $0,25 \pm 0,02$ e $0,23 \pm 0,02$ (Tabela A.4, Apêndice A) na fase de controle e na fase com aplicação de lise celular respectivamente.

A realização do teste-Z para as médias dessa relação mostrou que a diferença entre as fases não é significativa estatisticamente (Tabela D.6, Apêndice D). Observa-se que durante a partida do reator UASB essa relação também apresentou comportamento estável porém com valor médio da relação AI/AP igual a 0,34 no período do 38º ao 57º dia (Figura 5.1).

Figura 5.14: Relação AI/AP no efluente do reator UASB nas fases de controle e com aplicação de lise celular.

A Tabela 5.4 mostra os resultados médios da alcalinidade (parcial, intermediária e total), de ácidos graxos voláteis e da relação obtida para AI/AP do efluente do reator UASB nas fases estudadas.

Tabela 5.4: Valores médios (M), desvio padrão (DP) e número de amostras (n) da alcalinidade parcial (AP), intermediária (AI) e total (AT), das concentrações dos ácidos graxos voláteis (AGV) e da relação AI/AP no efluente do reator UASB nas fases de controle e com lise celular.

Fase		AP (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)	AI (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)	AI/AP	AT (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)	AGV (mgHA _o .l ⁻¹)
Controle	M	259	85	0,25	345	34
	DP	17	10	0,02	23	3
	n	11	11	11	11	11
Lise celular	M	291	85	0,23	376	26
	DP	14	8	0,02	11	7
	n	34	34	34	34	34

5.3.5 Análise dos ácidos graxos voláteis

São apresentados no Apêndice A, Tabela A.6 as leituras, valores médios das concentrações dos ácidos graxos voláteis (AGV) no sistema combinado, desvio padrão e o número de amostras examinadas. Para a construção da Figura 5.15 considerou-se que a concentração de AGV afluyente correspondia aos valores intermediários obtidos entre o início da alimentação e o final do ciclo de 24 horas.

Os resultados das concentrações dos AGV no sistema combinado durante as fases de controle e lise celular são mostrados na Figura 5.15. Por meio do gráfico verifica-se uma menor concentração de ácidos voláteis no efluente do reator UASB na fase com aplicação de lise celular.

Essa constatação foi confirmada pelo teste-Z (duas amostras para médias) onde a diferença entre as médias dos valores das concentrações dos AGV é significativa estatisticamente (Tabela D.7, Apêndice D).

Figura 5.15: Resultados das concentrações dos ácidos graxos voláteis no sistema combinado, na fase de controle e na fase com lise celular.

5.3.6 Análise do nitrogênio total Kjeldahl

Na Tabela A.7 do Apêndice A e na Figura 5.16 são apresentados os valores obtidos para as concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK) no sistema combinado. Esses dados mostraram muita dispersão, principalmente na fase com lise celular e por isso realizou-se um estudo estatístico (teste-Z) comparando as médias das concentrações de NTK da fase de controle com a fase de lise até o 55º dia, outro analisando a fase de controle com as medições dos dias 55 ao 80 da fase com lise e um terceiro teste comparando as médias da fase de controle com a fase de lise do dia 80 ao 106.

Figura 5.16: Resultados das concentrações de NTK no sistema combinado, nas fases de controle e de aplicação de lise celular.

Os resultados estatísticos para o primeiro teste (Tabela D.8, Apêndice D) mostraram que não era significativa a diferença entre as médias das fases de controle de lise celular até o 55º dia, exceção feita ao efluente do reator UASB que apresentou um valor médio menor na fase com lise.

O segundo e o terceiro teste comprovaram significativa diferença entre as médias de NTK obtidas na fase de controle e na fase com aplicação da lise celular

para as amostras do efluente do tanque de aeração e para o efluente (Tabela D.9 e Tabela D.10, Apêndice D respectivamente).

Foi realizada também análise estatística para os períodos de 30 a 55 dias e 80 a 106 dias da fase com lise celular para verificar se as médias nesses períodos apresentavam diferenças significantes. Verificou-se que no segundo período os valores médios obtidos para a concentração de NTK para as amostras afluentes, efluente do UASB e efluente foram superiores àqueles encontrados para o período de 30 a 55 dias da mesma fase (Tabela D.11, Apêndice D). Apesar dessa constatação, não foi possível explicar o que aconteceu no sistema durante a fase de lise celular.

O comportamento do sistema de tratamento na fase de controle e na fase com aplicação de lise para a remoção de NTK mostrou-se diferente. A concentração média de NTK no sistema foi reduzida em 23% na fase de controle e 23%, 9% e 17% na fase empregando a lise celular para os períodos de 30 a 55 dias, 55 a 80 dias e 80 a 106 dias respectivamente.

5.3.7 Análise do nitrogênio amoniacal

A Figura 5.17 mostra os resultados das concentrações de nitrogênio amoniacal (N-NH_3) no sistema combinado na fase de controle e na fase de utilização da lise celular (dados apresentados no Apêndice A, Tabela A.8).

Verificou-se uma pequena tendência de aumento na concentração média de N-NH_3 na fase empregando lise celular em relação à fase de controle para os efluentes do reator UASB (6%), do tanque de aeração (14%) e do sedimentador (8%).

Com relação ao aumento obtido na amostra do efluente do UASB pode-se atribuí-lo ao aumento da eficiência desse reator na amonificação do nitrogênio orgânico, enquanto o aumento para os efluentes do tanque de aeração e do sedimentador pode ser em função de interferências provocadas por sólidos voláteis

na leitura, tendo em vista que a metodologia empregada para determinação de nitrogênio amoniacal utiliza a amostra bruta.

Figura 5.17: Resultados das concentrações de N-NH₃ no sistema anaeróbio/aeróbio, nas fases de controle e de aplicação da lise celular.

Por meio da Figura 5.17 constata-se um aumento na concentração de nitrogênio amoniacal na fase de lise celular a partir do 80º dia, confirmado por análise estatística (Tabela D.13, Apêndice D).

As concentrações de N-NH₃ obtidas no efluente do sedimentador apresentaram comportamento cíclico. Nota-se que os menores valores se referem sempre aos obtidos no primeiro dia de análise após o reator UASB ser alimentado com material lisado.

A situação inversa é verificada na Figura 5.18, onde a maior concentração de nitrito corresponde ao período de início da análise após retorno do lodo lisado. Acredita-se que esses resultados podem ter relação com a sedimentabilidade do lodo aeróbio, pois no primeiro dia de análise as características de sedimentação eram boas e a perda de biomassa era menor. Apesar do emprego de hipoclorito de sódio no sedimentador para controlar o crescimento excessivo de bactérias filamentosas, ao longo do tempo havia perda de biomassa no sistema. Quando a perda de SSV no tanque de aeração foi menor, o tempo de retenção celular nesse reator foi maior,

permitindo melhorar o processo de conversão do nitrogênio na forma amoniacal a nitrito.

5.3.8 Análise dos resultados do nitrito

As leituras, valores médios das concentrações de nitrito no sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas são apresentados no Apêndice A, Tabela A.9 e na Figura 5.18.

O valor médio da concentração de nitrito obtido foi $1,4 \pm 1,4 \text{ mgN-NO}_2^- \cdot \text{L}^{-1}$ e $1,5 \pm 1,1 \text{ mgN-NO}_2^- \cdot \text{L}^{-1}$ na fase de controle e na fase de lise celular respectivamente. A concentração de nitrito é fixada somente pelo padrão de qualidade da água e nada consta no padrão de emissão.

As concentrações de N-NO_2^- das amostras do efluente do tanque de aeração e do sedimentador apresentaram picos no período monitorado, no entanto de acordo com análise estatística realizada a diferença entre as médias obtidas na fase de controle e na fase com aplicação de lise celular não são estatisticamente significantes (Tabela D.15, Apêndice D).

Figura 5.18: Resultados das concentrações de nitrito no sistema de tratamento de despejo sintético simulando esgoto sanitário na fase de controle e na fase com lise celular.

5.3.9 Análise dos resultados do nitrato

Na Tabela A.10, Apêndice A encontram-se as leituras, valores médios das concentrações de nitrato (N-NO_3^-) no sistema combinado, desvio padrão e o número de amostras analisadas, sendo esses valores plotados na Figura 5.19. Verifica-se por meio dessa Figura que as concentrações de N-NO_3^- obtidas na amostra do efluente do tratamento de esgoto ficaram abaixo de $10\text{mgN-NO}_3^-.\text{l}^{-1}$ (valor fixado para padrão de qualidade do corpo d'água, a legislação em vigor não fixar esse parâmetro nos padrões de emissão).

A realização do teste-Z para as medidas de nitrato comparando as médias das fases de controle e da fase com aplicação de lise celular resultou que a diferença entre elas em termos estatísticos não é significativa, conforme pode ser observado na Tabela D.16 do Apêndice D.

Figura 5.19: Resultados das concentrações de N-NO_3^- no sistema anaeróbio/aeróbio nas fases de controle e com lise celular.

Conforme pode ser observado na Figura 5.19, o afluente apresenta valor médio de $3,8\text{mgN-NO}_3^-$ e $3,7\text{mgN-NO}_3^-$ na fase de controle e na fase com aplicação de lise celular respectivamente. Esse valor está acima do esperado, o que indica a possibilidade de problema na metodologia empregada para essa amostra.

5.3.10 Análise do nitrogênio total

É apresentado na Tabela 5.5 o resumo dos resultados das concentrações de NTK, N-NH₃, nitrogênio orgânico (N-org), N-NO₂⁻ e N-NO₃⁻ no afluente e no efluente do tratamento proposto para as fases de controle e de lise celular.

De acordo com o teste estatístico realizado para avaliar a diferença entre as médias (teste-Z) pode-se afirmar que o efluente não apresentou diferença significativa em termos estatísticos para as concentrações de NTK quando comparada a fase de controle com a lise no período de 30 a 55 dias, para as concentrações de N-NH₃ da fase de controle e da fase de lise no período de 30 a 80. Confirma-se também a não significância estatística para as médias entre a fase de controle e a fase com aplicação de lise celular para as concentrações de (N-org), N-NO₂⁻ e N-NO₃⁻.

Conforme apresentado na Tabela 5.5, ocorreu remoção média de nitrogênio total no sistema proposto de 13% na fase de controle e de 8% na fase com aplicação de lise celular, podendo ser decorrente de desnitrificação no sedimentador.

Tabela 5.5: Resumo dos resultados das concentrações de NTK, N-NH₃, (N-org), N-NO₂⁻, N-NO₃⁻ e N_{Total} no afluente e no efluente do sistema de tratamento combinado nas fases de controle e com lise celular.

	Concentração média de NTK (mgNTK.l ⁻¹)			Concentração média de N-NH ₃ (mgN-NH ₃ .l ⁻¹)	
	Afluente	Efluente	Eficiência (%)	Afluente	Efluente
Fase de controle	23	17,7	23	1,2	13
Fase com lise celular (1-25ºdia)	22,5	16,8	25		
Fase com lise celular (25-50ºdia)	22,6	21,2	6	1,5	13,2
Fase com lise celular (50-77ºdia)	24,2	20,3	16	2,4	15,5
	Concentração média de N-org (mgN.l ⁻¹)			Concentração média de N-NO ₃ ⁻ (mgN-NO ₃ ⁻ .l ⁻¹)	
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente
Fase de controle	22	4,7		3,8	3,4
Fase com lise celular	21	5,4		3,7	3,8

	Concentração média de NTK (mgNTK.l^{-1})			Concentração média de N-NH_3 ($\text{mgN-NH}_3.\text{l}^{-1}$)	
	Afluente	Efluente	Eficiência (%)	Afluente	Efluente
	Concentração média de N-NO_2^- ($\text{mgN-NO}_2^-\text{l}^{-1}$)			Concentração de N_{Total} (mgN.l^{-1})	
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente
Fase de controle	0,01	1,6		26,1	22,7
Fase com lise celular	0,04	1,5		26,8	24,7

5.3.11 Análise dos resultados do nitrogênio no reator UASB

Conforme pode ser observado na Figura 5.20, o nitrogênio orgânico (diferença entre NTK e N-amoniaco) está sendo convertido a nitrogênio amoniacal no efluente do reator UASB, e esse apresentava menor concentração de N-orgânico na fase com aplicação de lise celular (Tabela D.14, Apêndice D).

Figura 5.20: Resultados das medições de nitrogênio orgânico no reator UASB, nas fases de controle e com aplicação de lise celular.

Conforme pode ser observado na Figura 5.21, a concentração média de nitrito no efluente apresentou valor médio maior na fase com lise do que na fase de controle

(Tabela D.15, Apêndice D), enquanto as medidas médias de nitrato efluente nas fases de controle e de lise celular não são significantes estatisticamente (Tabela D.16, Apêndice D).

Figura 5.21: Resultados das medições de nitrito e nitrato no reator UASB, nas fases de controle e com aplicação de lise celular.

5.3.12 Análise dos resultados do nitrogênio no tanque de aeração

No tanque de aeração verificou-se, por meio dos resultados mostrados nas Figura 5.22 e do teste-Z (Tabela D.14, Apêndice D) que a média da concentração de N-orgânico no efluente do TA foi menor na fase de lise do que na fase de controle, o que indica maior conversão do nitrogênio orgânico em amoniacal (VAN HAANDEL e MARAIS, 1999- pg.103).

Figura 5.22: Resultados das medições de nitrogênio orgânico no tanque de aeração, na fase de controle e na fase com lise celular.

Na Figura 5.23 apresenta-se os resultados das medidas de nitrito e nitrato afluente e efluente ao tanque de aeração. De acordo com a análise estatística, as médias das concentrações de nitrito e nitrato no efluente do TA podem ser consideradas iguais nas fases de controle e de lise celular (Tabelas D.15 e D.16, Apêndice D).

Figura 5.23: Resultados das medições de nitrito e nitrato no tanque de aeração, na fase de controle e na fase com lise celular.

5.3.13 Análise dos resultados do nitrogênio no sedimentador

Foram analisados os valores de nitrogênio Kjeldahl, nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato na entrada e na saída do sedimentador. Esses resultados podem ser verificados nas Figuras 5.24 e 5.25. A concentração média de nitrogênio orgânico no efluente do sedimentador é maior na fase de lise celular devido à dificuldade de se obter boa separação de fases sólido/líquido.

O teste-Z mostrou que as médias das concentrações de nitrito e de nitrato da amostra do efluente não apresentaram alteração se comparadas as fases de controle e de lise celular.

Figura 5.24: Resultados das medidas de nitrogênio orgânico no sedimentador, nas fases de controle e de lise celular.

Figura 5.25: Resultados das medidas de nitrito e nitrato no sedimentador, nas fases de controle e de lise celular.

Os dados levantados de nitrogênio ao longo do processo mostram que houve baixa conversão de nitrogênio na forma amoniacal a nitrato embora a temperatura, o pH, o tempo de retenção celular no reator aeróbio fosse menor que 5 dias e estivessem dentro de faixas consideradas adequadas por muitos autores e não houvesse adição de substâncias tóxicas ao sistema.

A resposta para tal fato foi obtida quando o tempo de retenção celular foi melhor calculado e constatou-se que o tempo de 5 dias pode ser considerado como teórico, pois o seu valor sofreu decréscimo em função da má sedimentabilidade encontrada no lodo. As dimensões do sistema utilizado para promover o tratamento (escala de bancada) dificultaram o controle de perda de biomassa, o que ocasionou instabilidade no sistema e baixo desempenho na remoção de nutrientes.

Na escala em que foi desenvolvido o trabalho a quantidade de sólidos suspensos voláteis perdida diariamente foi muito significativa, fato esse que provocou alterações no tempo de retenção celular, chegando a atingir o valor de 0,3 d (Figura 5.25, dados apresentados no Apêndice A, Tabela A.10). O reduzido tempo de retenção celular no tanque de aeração prejudicou o desenvolvimento de bactérias nitrificantes e consequentemente o processo de nitrificação. É sabido que para que

ocorra a nitrificação são necessários em torno de 3,5 dias para a temperatura do líquido no reator de 20°C (ARCEIVALA, 1981).

O cálculo do tempo de retenção celular na fase de controle levou em conta o volume de lodo descartado diariamente do processo de tratamento e a concentração de sólidos suspensos voláteis presente na amostra do efluente final (equação 4.1).

$$\theta_c = \frac{SSV_{LA} \times V_{LA}}{(SSV_{removido} \times Q_{remida}) + (SSV_{efluente} \times Q_{efluente})} \quad \dots (4.1)$$

Na fase com aplicação de lise o cálculo do θ_c foi feito considerando as mesmas variáveis que as da fase de controle em função do tempo de retenção celular corresponder ao tempo que os microrganismos permaneciam dentro do tanque de aeração. Como o material lisado era retornado ao reator UASB o descarte do tanque de aeração ocorria da mesma forma.

A Figura 5.26 apresenta os valores obtidos para o tempo de retenção celular no tanque de aeração nas fases de controle e com aplicação de lise celular.

Figura 5.26: Resultados do tempo de retenção celular no tanque de aeração durante a fase de controle e a fase com aplicação de lise celular.

A perda de biomassa no sistema foi a responsável pela desestabilização do tanque de aeração. Os resultados mínimos e máximos reais da relação alimento/microrganismo (A/M) obtidos no período de controle foram $1,4 \text{ kgDQO.kg}^{-1}\text{SSV.d}^{-1}$ e $6,6 \text{ kgDQO.kg}^{-1}\text{SSV.d}^{-1}$ e para a fase de aplicação de lise celular foram $0,8 \text{ kgDQO.kg}^{-1}\text{SSV.d}^{-1}$ e $5,1 \text{ kgDQO.kg}^{-1}\text{SSV.d}^{-1}$. A relação A/M para a fase de controle e com aplicação de lise celular é mostrada na Figura 5.27 (Apêndice A, Tabela A.11).

Apesar do baixo valor da DQO afluente ao tanque de aeração, verificou-se que o experimento operou com elevada relação A/M em decorrência da má sedimentabilidade do lodo no sedimentador e frequente perda de biomassa. Na literatura o valor típico para a relação A/M está compreendido entre $0,25 \text{ kgDBO}_5.\text{kg}^{-1}\text{SSV.d}^{-1}$ e $1,0 \text{ kgDBO}_5.\text{kg}^{-1}\text{SSV.d}^{-1}$ (METCALF e EDDY, 1991).

O desenvolvimento excessivo de bactérias filamentosas pode ocorrer segundo Metcalf e Eddy (1991) quando se tem elevada relação A/M, entretanto conforme visto na Figura 3.2 (ECKENFELDER, 1989) a presença de bulking pode ocorrer em situações com baixa relação A/M e também com essa relação elevada.

Eckenfelder e Grau (1992) avaliando o lodo de água residuária de papel e celulose verificaram o aparecimento de bulking para relação A/M maior que 0,4 (Figura 3.3).

Em estudo mais recente desenvolvido por Madoni et. al (2000) por meio de pesquisa em 167 estações em operação na Itália, verificaram que o problema de *bulking* pode surgir em condições de baixa carga orgânica aplicada ($<0,1 \text{ kgDBO}_5.\text{kg}^{-1}\text{SSV.d}^{-1}$), em faixa intermediária ($0,1 \text{ kgDBO}_5.\text{kg}^{-1}\text{SSV.d}^{-1} < \text{A/M} < 0,2 \text{ kgDBO}_5.\text{kg}^{-1}\text{SSV.d}^{-1}$), e de alta carga ($>0,2 \text{ kgDBO}_5.\text{kg}^{-1}\text{SSV.d}^{-1}$), sendo que a incidência é maior para a carga mais alta. Nas estações estudadas pelos autores a presença de *bulking* foi registrada em 35% das unidades operadas com baixa carga, 46% nas com carga intermediária e nas estações funcionado com alta carga esse percentual foi de 95%.

5.3.14 Análise dos resultados do fósforo

Na Tabela A.12, no Apêndice A podem ser verificadas as leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras analisadas das concentrações de fósforo total (P) no sistema combinado.

A concentração média de P obtida no sistema de tratamento combinado na fase de controle foi de $5,9 \pm 0,3 \text{ mgP.l}^{-1}$ na amostra do afluente e de $5,8 \pm 0,8 \text{ mgP.l}^{-1}$ na amostra do efluente e na fase com emprego da lise celular esses resultados foram de $6,0 \pm 0,3 \text{ mgP.l}^{-1}$ e $5,8 \pm 0,4 \text{ mgP.l}^{-1}$ nas amostras do afluente e do efluente respectivamente. A eficiência de remoção de fósforo no sistema pode ser considerada desprezível pois atingiu somente de 2% na fase de controle e 3% na fase de lise (Tabela 5.6).

Tabela 5.6: Resumo dos resultados da concentração de P no afluente e no efluente do sistema de tratamento combinado nas fases de controle e de emprego da lise celular.

		Concentração média de P (mgP.l^{-1})		
		Afluente	Efluente	Eficiência de remoção (%)
Fase de controle	Valor médio	5,9	5,8	2
	Desvio padrão	0,3	0,8	
	Nº amostras	11	11	
Fase com lise celular	Valor médio	6,0	5,8	3
	Desvio padrão	0,3	0,4	
	Nº amostras	34	34	

Os resultados obtidos da concentração de P no sistema combinado durante as fases de controle e de aplicação da lise celular são mostrados na Figura 5.27. Observam-se nos dados apresentados que a concentração de P no efluente do tanque de aeração é maior que a do efluente do reator UASB. Essa constatação pode ser decorrente da metodologia empregada que utiliza amostra bruta. A presença de SSV na amostra pode causar interferências e elevar os teores de fósforo.

A legislação brasileira não estabelece a concentração de fósforo no padrão de emissão, somente no padrão de qualidade cujo valor é $0,025 \text{ mgPO}_4^{-3} \cdot \text{l}^{-1}$ (Resolução CONAMA 20/86).

O teste-Z realizado para as médias da concentração de P na fase de controle e na fase de lise celular apresentou insignificante diferença estatística para as amostras afluente, efluente do reator UASB e efluente, no entanto verifica-se uma diminuição na concentração de fósforo para a amostra do efluente do tanque de aeração na fase de lise celular se comparado à fase de controle (Tabela D.17, Apêndice D).

Figura 5.27: Resultados das concentrações de P no sistema de tratamento de despejo sanitário sintético, nas fases de controle e de emprego da lise celular.

5.3.15 Análise dos resultados dos sólidos suspensos totais

O efluente do reator UASB apresentou baixa concentração de sólidos suspensos totais (SST) em função da colocação de uma peneira na saída do efluente para solucionar o problema de entupimento. O valor médio de SST no efluente do reator UASB na fase de controle foi de $56 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ e de $58 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ na fase com lise

celular. Os sólidos que flotaram foram removidos manualmente a cada 15 dias aproximadamente e apresentavam concentração igual a 280 mgSSV.d^{-1} . Assim, o teor de sólidos medido no efluente foi baixo.

A concentração média de SST na amostra do efluente final foi de $48 \pm 42 \text{ mgSST.l}^{-1}$ e $59 \pm 34 \text{ mgSST.l}^{-1}$ nas fases de controle e de lise celular respectivamente. Essa concentração chegou a atingir 144 mgSST.l^{-1} na fase de controle e 118 mgSST.l^{-1} na fase de lise celular em função da ocorrência de ‘*bulking*’ do lodo.

A análise estatística realizada comparando os valores médios das concentrações de SST e sólidos suspensos voláteis (SSV) na fase de controle e na fase com lise celular não mostraram significância (Apêndice D, Tabelas D.18 e D.19), o que implica afirmar que o retorno de material lisado ao sistema não alterou a concentração de sólidos no efluente tratado.

Os resultados das concentrações de SST no sistema combinado na fase de controle e de lise celular são apresentados na Figura 5.28 e na Tabela A.13 do Apêndice A.

A concentração de sólidos suspensos totais no tanque de aeração está abaixo dos valores médios encontrados na literatura (1500 a 3000 mg.l^{-1} , Metcalf e Eddy, 1991) devido à perda de biomassa no sedimentador pela frequente presença de microrganismos filamentosos.

Figura 5.28: Resultados das concentrações de SST no sistema combinado, nas fases de controle e com lise celular.

5.3.16 Análise dos sólidos suspensos voláteis

Na Figura 5.29 são mostrados os resultados das concentrações de SSV no sistema combinado na fase de controle e na fase com aplicação de lise celular. Os dados utilizados para a construção do gráfico são encontrados no Apêndice A, Tabela A.14.

Figura 5.29: Resultados das concentrações de SSV no sistema anaeróbio/aeróbio, nas fases de controle e de aplicação da lise celular.

A relação sólidos suspensos voláteis/sólidos suspensos totais (SSV/SST) na amostra do tanque de aeração foi, em média, de 0,92 nas duas fases estudadas (Tabela 5.7). Na literatura essa relação apresenta valor típico de 0,9 (ao gerar sólidos) para temperaturas de 20°C. Pode se dizer que os valores obtidos estão dentro do valor esperado devido o reator ter ficado em ambiente com temperatura de aproximadamente 23°C e devido ao fato da idade do lodo ser bem baixa. Na Figura 5.30 é apresentada a correlação entre SSV e SST no tanque de aeração na fase de controle e na Figura 5.31 durante a fase com aplicação de lise celular.

Tabela 5.7: Relação SSV/SST no tanque de aeração nas fases de controle e com lise celular.

Reator		Fase de controle	Fase com aplicação da lise celular
		SSV/SST	SSV/SST
Tanque de aeração	Valor Médio	0,92	0,92
	Desvio Padrão	0,07	0,12
	N. amostras	10	34

Figura 5.30: Correlação entre SSV e SST no tanque de aeração na fase de controle.

Figura 5.31: Correlação entre SSV e SST no tanque de aeração na fase com aplicação de lise celular.

5.4 Caracterização Microbiológica do Lodo

A caracterização do inóculo foi realizada por meio de análises de microscopia óptica de luz visível e ultravioleta (UV). A seguir são apresentados os resultados encontrados para as amostras do lodo anaeróbio e do aeróbio.

5.4.1 Lodo anaeróbio

Para caracterização do lodo anaeróbio foi realizada análise de microscopia óptica com amostra do inóculo proveniente de reator anaeróbio da Avícola Dakar (Tietê/SP). Detectou-se nessa amostra a predominância de arqueas semelhantes a *methanosaetas* e *methanosarcinas* sendo constatada também a presença morfológica de bacilos fluorescentes.

As Figuras 5.32 e 5.33 mostram fotografias resultantes da análise de microscopia óptica do inóculo utilizado no reator anaeróbio.

Figura 5.32: Fotografias (a) e (b) caracterizando o inóculo do reator anaeróbio.

Figura 5.33: Fotografias (c) e (d) caracterizando o inóculo do reator anaeróbio.

Ao término do experimento foram retiradas amostras do lodo anaeróbio contido dentro do reator UASB e do material flotado na superfície do mesmo para analisar as características microbiológicas desse material.

Nos resultados obtidos da amostra retirada da manta de lodo do reator, verificou-se predominância morfológica de bacilos fluorescentes, havendo pouca presença de arqueas semelhantes a *methanosaetas* e *methanosarcinas* (Figuras 5.34 e 5.35). A morfologia preponderante foi completamente diferente da encontrada no inóculo.

a) Morfologia de bacilos em contraste de fase – aumento 1250x

b) Morfologia de bacilos em luz de fluorescência – aumento 1250x

Figura 5.34:Fotografias (a) e (b) da análise de microscopia óptica da manta de lodo do reator UASB no término da pesquisa.

c) Morfologia de cocos em contraste de fase – aumento 1250x

d) Morfologia de cocos em luz de fluorescência – aumento 1250x

e) Morfologia de bacilos curvos em contraste de fase – aumento 1250x

f) Morfologia de bacilos em luz de fluorescência – aumento 1250x

Figura 5.35:Fotografias da análise de microscopia óptica da manta de lodo do reator UASB no término da pesquisa.

A análise de microscopia óptica da amostra do lodo flotado no reator UASB constatou a presença de morfologia bastante variada e diferente daquela encontrada

na manta de lodo do reator. Observou-se o aparecimento de agrupamentos morfológicos de cocos não fluorescentes, bacilos, bacilos fluorescentes, spirochaeta, arqueas semelhantes a *methanosarcinas* e *methansaetas*, cistos de flagelados, pedaços de ácaros, protozoários, ciliados fixos sem pedúnculo, esferótilos (Figuras 5.36 e 5.37).

Figura 5.36: Fotografias da análise de microscopia óptica caracterizando o lodo flotado no reator UASB (a, b, c, d, e, f).

Figura 5.37: Fotografias da análise de microscopia óptica caracterizando o lodo flotado no reator UASB (f, h i, j).

Os resultados obtidos na microscopia óptica demonstraram que houve interferência na morfologia presente no reator UASB devido à recirculação de material lisado, conforme pode ser observado na Figura 5.37 (fotografias g a j). Entretanto, não foi constatada redução no desempenho desse reator, ao contrário, percebeu-se acréscimo na eficiência de remoção de DQO.

5.4.2 Lodo aeróbio

O lodo aeróbio utilizado como inóculo era procedente de reator aeróbio tratando esgoto sanitário.

Verificou-se através da análise microscópica, diferentes morfologias com predominância de ciliados fixos pedunculados. A presença de ciliados livres, morfologias de cocos e bacilos, rotíferos, Teca ameba, arqueas semelhantes a *methanosarcinas*, nemátodos, flagelados, ácaros, morfologia semelhante a *Beggiatoa spp* também foi registrada. As arqueas semelhantes às *methanosarcinas* presentes no lodo são provenientes do efluente do reator UASB. A existência de nemátodos na amostra analisada indica baixa relação A/M e longa idade do lodo (JENKINS et al., 1993). A caracterização desse lodo pode ser observada na Figuras 5.38 e 5.39.

Figura 5.38: Fotografias de caracterização do lodo aeróbio empregado como inóculo (a, b, c, d).

Figura 5.39: Fotografias de caracterização do inóculo do reator aeróbio (e, f, g, h).

O controle do crescimento excessivo de bactérias filamentosas foi feito empregando solução de hipoclorito de sódio com 14% de concentração no sedimentador. A dosagem empregada variou conforme a característica de sedimentação do lodo de $0,4 \text{ gNaClO} \cdot \text{d}^{-1}$ a $1,13 \text{ gNaClO} \cdot \text{d}^{-1}$. Em média empregou-se a dosagem de $0,806 \text{ gNaClO} \cdot \text{d}^{-1}$ de hipoclorito de sódio. A aplicação dessa dosagem era dividida em três períodos diários (8:00 h, 12:00 h e 18:00 h).

A quantidade de hipoclorito de sódio aplicada dentro do sedimentador foi acompanhada por análise microscópica e caracterização da sedimentabilidade do lodo.

A seguir são apresentados os resultados da análise microscópica do lodo aeróbio após aplicação ultra-sônica. A potência empregada foi de 75 W e quatro diferentes tempos de exposição foram analisados.

Na amostra do lodo lisado com 5 minutos observou-se que os ciliados livres não apresentaram mobilidade, alguns protozoários (nemátodos e ácaros) foram rompidos e não foi detectada a presença de morfologia de bactérias filamentosas. Algumas arqueas semelhantes às *methanosarcinas* foram rompidas e houve acréscimo na quantidade de material em suspensão. O efeito provocado sobre os microrganismos após 5 minutos de lise é observado na Figura 5.40.

Figura 5.40: Fotografias com resultado da análise microscópica do lodo aeróbio após 5 minutos de exposição ao ultra-som.

A análise microscópica permitiu verificar que no lodo lisado com 10 minutos não havia mais colônias de ciliados fixos, e que estes eram encontrados sem

pedúnculos. Verificou-se maior quantidade de material em suspensão do que na amostra de lodo com 5 minutos de lise. Após 10 minutos de exposição ao ultra-som, o lodo apresentou as características mostradas na Figura 5.41.

Figura 5.41: Fotografias da análise microscópica do lodo aeróbio após 10 minutos de exposição ao ultra-som.

Na amostra de lodo exposta 15 minutos ao ultra-som foi possível verificar arqueas semelhantes às *methanosarcinas* divididas em pequenos agrupamentos. Os ciliados fixos apresentavam-se bem separados dos pedúnculos e ocorreu aumento do material em suspensão se comparado ao tempo de exposição de 10 minutos. Os resultados microscópicos do lodo aeróbio lisado com 15 minutos são apresentados na Figura 5.42.

Figura 5.42: Fotografias produto da análise microscópica do lodo aeróbio após 15 minutos de exposição ao ultra-som.

Na Figura 5.43 é mostrado o resultado do lodo aeróbio exposto 20 minutos ao ultra-som. Com este tempo de exposição reduziu-se a quantidade de ciliados fixos, não se verificou a presença de protozoários e nem morfologia de bactérias filamentosas, os ciliados fixos presentes apresentavam invólucro e foi constatada elevada quantidade de material particulado (*debris* celulares).

a) Ciliado fixo e bastante material em suspensão (*debris* celulares) em luz comum – aumento 125x

b) Elevada quantidade de material em suspensão (*debris* celulares) em luz comum – aumento 250x

Figura 5.43: Fotografias com resultado da análise microscópica do lodo aeróbio após 20 minutos de exposição ao ultra-som.

6 BALANÇO DE MASSA

O balanço de massa do sistema de tratamento é essencial para o dimensionamento e controle operacional dos reatores, ele fornece um caminho para checar a segurança dos dados obtidos levando em consideração os termos de entrada e saída, bem como os de produção e consumo.

O resultado dos cálculos do balanço de massa pode também ser usado para investigar o comportamento do processo, levando a um melhor entendimento dos mecanismos base.

A terminologia empregada no balanço de massa foi baseada na utilizada por Van Haandel e Marais (1999).

O descarte de lodo do sistema de lodos ativados na fase de controle está representado no balanço como descarte do tanque de aeração devido ter sido esse o procedimento realizado na etapa experimental.

As considerações feitas na fase com aplicação de lise celular são as mesmas da fase de controle, com exclusão da fração de lodo descartado do tanque de aeração correspondente à massa de DQO diária, ao fluxo de material nitrogenado e ao material fosforado, pois nessa fase esse material foi lisado e retornado à entrada do reator UASB (dentro do limite de controle).

Para o balanço de massa nessa fase não foi considerada uma taxa de conversão do material lisado, pois o retorno desse material foi realizado dentro do

limite de controle. A fração que não foi convertida também foi retornada ao reator UASB e cabe ressaltar que o material que não foi convertido sairá no efluente do sistema de tratamento.

6.1 Balanço de Massa do material orgânico durante a fase de controle

O equacionamento de um balanço de massa em regime permanente da demanda química de oxigênio (DQO) foi elaborado para um sistema combinado (reator anaeróbio de manta de lodo seguido por reator de lodos ativados) de tratamento de despejo sintético simulando esgoto sanitário.

Para o equacionamento do balanço de massa, consideraram-se reatores de mistura completa e sistema de fluxo contínuo.

Adotou-se para o cálculo do balanço de massa da matéria orgânica que a massa de DQO que entra no sistema deverá sair sob cinco frações:

1. uma fração será removida no reator UASB através da conversão de matéria orgânica a metano;
2. outra fração será removida através do lodo descartado do reator UASB (considerando a fase sólida);
3. a terceira fração expressa a matéria orgânica oxidada no tanque de aeração;
4. a quarta fração representa a massa descartada no tanque de aeração (considerando fases sólida e líquida);
5. a última fração é aquela que deixa o sistema como efluente líquido.

O balanço de massa do material orgânico foi calculado em função do limite de controle 1 (Figura 6.1).

A equação 6.1 mostra os termos empregados para determinar esse balanço de

massa.

$$MS_{ta} = MS_g + MS_o + MS_{xvUASB} + MS_{xvTA} + MS_{te} \quad \dots (6.1)$$

Em que:

MS_{ta} : massa da DQO aplicada diariamente ($gDQO.d^{-1}$)

MS_g : massa da DQO diária convertida em CH_4 ($gDQO.d^{-1}$)

MS_o : massa da DQO diária oxidada no tanque de aeração ($gDQO.d^{-1}$)

MS_{xvUASB} : massa da DQO diária descartada no lodo de excesso do processo anaeróbio ($gDQO.d^{-1}$)

MS_{xvTA} : massa da DQO diária descartada no lodo de excesso do tanque de aeração ($gDQO.d^{-1}$)

MS_{te} : massa da DQO diária no efluente ($gDQO.d^{-1}$)

Figura 6.1: Esquema do balanço de massa do material orgânico na fase de controle.

6.1.1 Descrição das variáveis empregadas no balanço de massa

Massa da matéria orgânica (como DQO) aplicada diariamente

A massa da DQO aplicada diariamente é o produto da vazão afluyente pela concentração da DQO diária afluyente, conforme equação 6.2.

$$MS_{ta} = S_{ta} \times Q_A \quad \dots (6.2)$$

Em que:

S_{ta} : DQO diária afluyente ($gDQO.d^{-1}$)

Q_A : vazão diária afluyente ($L.d^{-1}$)

Massa da matéria orgânica (como DQO) diária descartada no lodo de excesso do processo anaeróbio

Para o cálculo da massa da DQO diária descartada do reator UASB empregou-se a equação 6.3, em que o resultado é obtido por meio do produto da vazão descartada pela concentração de SSV no lodo descartado e por um fator que relaciona DQO com SSV.

$$MS_{xvUASB} = q_d \times f_{cv} \times X_{UASB} \quad \dots (6.3)$$

Em que:

q_d : vazão diária descartada do reator UASB ($L.d^{-1}$)

f_{cv} : razão DQO/SSV = 1,50 $mgDQO.mg^{-1}SSV$ (Van HAANDEL e MARAIS, 1999)

X_{UASB} : concentração de SSV no lodo descartado do reator UASB ($gSSV.d^{-1}$)

Massa da matéria orgânica (como DQO) diária no efluente do reator UASB

A massa da DQO diária no efluente do reator UASB é o produto da vazão efluente ao reator UASB pela concentração de DQO efluente, conforme equação 6.4.

$$MS_{ta'} = Q_{A'} \times S_{ta'} \quad \dots (6.4)$$

Em que:

$Q_{A'}$ = Q_A : vazão diária afluyente ao tanque de aeração ($l.d^{-1}$)

$S_{ta'}$: massa de DQO diária afluyente ao tanque de aeração ($gDQO.d^{-1}$)

Massa da matéria orgânica (como DQO) diária convertida em CH_4

A massa de DQO diária convertida em metano foi obtida por meio da equação 6.5 onde se considera a diferença entre a massa de DQO diária afluyente e a efluente ao reator UASB sendo descontado dessa parcela a produção de sólidos no sistema (equação 6.5).

$$MS_g = Q_A \times (S_{ta} - S_{ta'}) - Y_{obs} \times Q_A \times S_{ta} \quad \dots (6.5)$$

Em que:

Y_{obs} : coeficiente de produção de sólidos no sistema, em termos de DQO = $0,11 \text{ gSST.g}^{-1}DQO_{aplicada}$. Para reator UASB tratando esgoto doméstico valor entre 0,11 e 0,23 $gSST.g^{-1}DQO_{aplicada}$ (CHERNICHARO, 1997).

Massa da matéria orgânica (como DQO) diária oxidada no tanque de aeração

O fluxo de material orgânico oxidado pode ser determinado através do consumo de oxigênio dissolvido pelo licor misto. Por definição tem-se que $1mgDQO$ é oxidado por $1mgO_2$. Portanto o fluxo de material orgânico oxidado sempre será numericamente igual ao fluxo de oxigênio consumido para essa oxidação (Van HAANDEL e MARAIS, 1999). Dessa forma, para a obtenção da massa de DQO

oxidada no reator aeróbio baseou-se no consumo de oxigênio, conforme mostra a equação 6.6.

$$MS_o = TCO \times V_{TA} \quad \dots (6.6)$$

Em que:

TCO: taxa diária de consumo de oxigênio ($\text{mgO}_2 \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$) = $0,53 \text{ gO}_2 \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$
(média de 5 experimentos do quadro 3.2, p-35, van Haandel e Marais (1999))

V_{TA} : volume do tanque de aeração (l)

Massa da matéria orgânica (como DQO) diária descartada no lodo de excesso do tanque aeração

O produto da vazão descartada de lodo do tanque de aeração pela DQO desse lodo indica a massa da DQO diária descartada do TA, conforme equação 6.7.

$$MS_{xvTA} = q_{dTA} \times S_{xvTA} \quad \dots (6.7)$$

Em que:

q_{dTA} : vazão diária descartada do tanque de aeração ($\text{l} \cdot \text{d}^{-1}$)

S_{xvTA} : DQO no lodo descartado diariamente do tanque de aeração ($\text{gDQO} \cdot \text{d}^{-1}$)

Massa da matéria orgânica (como DQO) diária no efluente

A massa da DQO diária no efluente resulta do produto entre a vazão efluente e a DQO diária efluente, de acordo com equação 6.8.

$$MS_{te} = S_{te} \times Q_E \quad \dots (6.8)$$

Em que:

Q_E : vazão diária efluente ($\text{l} \cdot \text{d}^{-1}$)

S_{te} : DQO diária efluente (gDQO.d^{-1})

Substituindo as equações 6.2, 6.3, 6.5, 6.6, 6.7 e 6.8 na equação 6.1 tem-se:

$$S_{ta} \cdot Q_A = Q_A \cdot (S_{ta} - S_{ta}') - Y_{obs} \cdot Q_A \cdot S_{ta} + TCO \cdot V_{TA} + q_d \cdot f_{cv} \cdot X_{UASB} + q_{dTA} \cdot S_{xvTA} + S_{te} \cdot Q_E \quad \dots (6.9)$$

A seguir são apresentados na Figura 6.2 os resultados obtidos na fase de controle para o balanço de massa do material orgânico.

Figura 6.2: Esquema do sistema de tratamento apresentando os resultados do balanço de massa do material orgânico na fase de controle.

A diferença entre o valor contabilizado na entrada e na saída no balanço de massa do material orgânico na fase de controle foi de 8,3%. Estando dentro de um limite aceitável que é de 10% em função dos erros experimentais e equações (cálculos).

6.2 Balanço de massa do material nitrogenado em termos de nitrogênio total na fase de controle

Para efetuar o balanço de massa do material nitrogenado consideraram-se todas as formas de nitrogênio presentes (NTK, nitrito e nitrato) e o sistema em regime permanente.

Observa-se que a massa de nitrogênio que entra no sistema deverá sair sob três frações (Figura 6.3):

1. uma fração de nitrogênio total que sai no efluente;
2. uma segunda fração corresponde ao nitrogênio total descartado no reator UASB (considerando a fase sólida);
3. uma terceira fração compreende o material nitrogenado que é eliminado no lodo de excesso do tanque de aeração.

O balanço de massa foi determinado com base na diferença entre nitrogênio total afluente e efluente, conforme a expressão 6.10.

$$MN_{ta} = MN_{te} + MN_{IUASB} + MN_{ITA} \quad \dots (6.10)$$

Em que:

MN_{ta} : fluxo de material nitrogenado no afluente ($gN.d^{-1}$)

MN_{te} : fluxo de material nitrogenado no efluente ($gN.d^{-1}$)

MN_l : fluxo de material nitrogenado no lodo descartado do reator UASB ($gN.d^{-1}$)

MN_{ITA} : fluxo de material nitrogenado no lodo descartado do tanque de aeração ($gN.d^{-1}$)

N_t : concentração de nitrogênio total (NTK + nitrito + nitrato) ($gN.d^{-1}$)

Figura 6.3: Esquema do balanço de massa do material nitrogenado na fase de controle.

6.2.1 Descrição das variáveis empregadas no balanço de massa

Fluxo de material nitrogenado no afluente

O fluxo de material nitrogenado no afluente foi obtido por meio do produto da vazão afluente pela concentração de nitrogênio total afluente, de acordo com a equação 6.11.

$$MN_{ta} = Q_A \times N_{ta} \quad \dots (6.11)$$

Em que:

Q_A : vazão diária afluente ($l.d^{-1}$)

N_{ta} : concentração de nitrogênio total afluente ($mgN.l^{-1}$)

Fluxo de material nitrogenado no lodo descartado do reator UASB

Por meio da equação 6.12 foi realizado o cálculo do fluxo de material nitrogenado descartado do reator UASB. Considerou-se a vazão descartada, a concentração de sólidos suspensos voláteis no lodo descartado e o fator que correlaciona nitrogênio e sólidos suspensos.

$$MN_{IUASB} = q_d \times X_{UASB} \times fn \quad \dots (6.12)$$

Em que:

q_d : vazão diária de lodo descartada do reator UASB ($l.d^{-1}$)

X_{UASB} : concentração de sólidos suspensos voláteis no lodo descartado ($g.l^{-1}$)

fn : fração de nitrogênio em lodo volátil = $0,1 \text{ mgN.mg}^{-1}\text{SSV}$ (van HAANDEL e MARAIS, 1999).

Fluxo de material nitrogenado no lodo descartado do tanque de aeração

Para calcular o fluxo de material nitrogenado no lodo descartado do tanque de aeração foram consideradas as parcelas presentes no material sólido e no líquido, conforme a equação 6.13.

$$MN_{ITA} = MN_{ITA(sólido)} + MN_{ITA(líquido)}$$

$$MN_{ITA} = q_{dTA} \times X_{lodo} \times fn + q_{dTA} \times N_{TA} \quad \dots (6.13)$$

Em que:

q_{dTA} : vazão diária de lodo de excesso descartada do tanque de aeração ($l.d^{-1}$)

X_{lodo} : concentração de sólidos suspensos voláteis no lodo de excesso ($mg.l^{-1}$)

fn : fração de nitrogênio em lodo volátil = $0,1 \text{ mgN.mg}^{-1}\text{SSV}$

N_{TA} : concentração de nitrogênio total no efluente do tanque de aeração ($mgN.l^{-1}$)

Fluxo de material nitrogenado no efluente

O produto da vazão efluente pela concentração de nitrogênio total efluente fornece o fluxo de material nitrogenado no efluente, conforme equação 6.14.

$$MN_{te} = Q_E \times N_{te} \quad \dots (6.14)$$

Em que:

Q_E : Vazão diária efluente ($l.d^{-1}$)

N_{te} : concentração de nitrogênio total efluente ($mgN.l^{-1}$)

Substituindo as equações 6.11, 6.12, 6.13 e 6.14 na equação 6.10, tem-se:

$$Q_A \times N_{ta} = Q_E \times N_{te} + q_d \times X_{UASB} \times fn + q_{dTA} \times X_{lodo} \times fn + q_{dTA} \times N_{TA} \quad \dots (6.15)$$

Os resultados obtidos para o balanço de massa do material nitrogenado na fase de controle são apresentados na Figura 6.4.

Figura 6.4: Esquema do sistema de tratamento apresentando os resultados do balanço de massa do material nitrogenado na fase de controle.

A diferença calculada entre o valor na entrada e na saída no balanço de massa do material nitrogenado na fase de controle foi de 6,3%.

6.3 Balanço de massa do material fosforado na fase de controle

O balanço de massa referente ao fósforo total na fase de controle foi obtido por meio da diferença entre a entrada e a saída. No limite 1 estudado considerou-se estado permanente e possibilidade de três frações estarem saindo do sistema (Figura 6.5):

1. uma fração correspondente ao fósforo presente no efluente;
2. uma segunda fração presente no lodo descartado do reator UASB;
3. uma terceira fração compreende o fósforo que é eliminado no lodo de excesso do tanque de aeração (considerando fases líquida e sólida).

O balanço foi feito conforme a expressão 6.16.

$$MP_{ta} = MP_{te} + MP_{IUASB} + MP_{ITA} \quad \dots (6.16)$$

Em que:

MP_{ta} : fluxo de material fosforado total afluente ($gP \cdot d^{-1}$)

MP_{te} : fluxo de material fosforado total efluente ($gP \cdot d^{-1}$)

MP_{IUASB} : fluxo de fósforo total no lodo descartado do reator UASB ($gP \cdot d^{-1}$)

MP_{ITA} : vazão mássica de fósforo total no lodo descartado do tanque de aeração ($gN \cdot d^{-1}$)

Figura 6.5: Esquema do balanço de massa do material fosforado na fase de controle.

6.3.1 Descrição das variáveis empregadas no balanço de massa

Fluxo do material fosforado afluente

O fluxo do material fosforado afluente foi obtido por meio do produto da vazão afluente pela concentração de nitrogênio total afluente, de acordo com a equação 6.17.

$$MP_{ta} = Q_A \times P_{ta} \quad \dots (6.17)$$

Em que:

Q_A : vazão diária afluente ($l.d^{-1}$)

P_{ta} : concentração de fósforo afluente ($mgP.l^{-1}$)

Fluxo de fósforo no lodo descartado do reator UASB

A remoção de fósforo pode ser obtida considerando uma fração de massa de fósforo típica de 2,5%.

Por meio da expressão 6.18 foi realizado o cálculo do fluxo do material fosforado descartado do reator UASB. Considerou-se a vazão descartada de lodo, a concentração de sólidos suspensos voláteis no lodo descartado e a fração de massa de fósforo no lodo.

$$MP_{IUASB} = q_d \times X_{UASB} \times fp \quad \dots (6.18)$$

Em que:

q_d : vazão diária de lodo descartada do reator UASB ($l.d^{-1}$)

X_{UASB} : concentração de sólidos suspensos voláteis no lodo descartado ($g.l^{-1}$)

fp : teor de fósforo = 0,025 $mgP.mg^{-1}SSV$ (Van HAANDEL e MARAIS, 1999)

Fluxo de fósforo no lodo descartado do tanque de aeração

Para calcular o fluxo de fósforo no lodo descartado do tanque de aeração foram consideradas as parcelas presentes no material sólido e no líquido, conforme a equação 6.19.

$$\begin{aligned} MP_{ITA} &= MP_{ITA(sólido)} + MP_{ITA(líquido)} \\ MP_{ITA} &= q_{dTA} \times X_{lodo} \times fp + q_{dTA} \times P_{TA} \end{aligned} \quad \dots (6.19)$$

Em que:

q_{dTA} : vazão diária de lodo de excesso descartada do tanque de aeração ($l.d^{-1}$)

X_{lodo} : concentração de sólidos suspensos voláteis no lodo de excesso ($mg.l^{-1}$)

fp : teor de fósforo = $0,025 \text{ mgP.mg}^{-1} \text{SSV}$

P_{TA} : concentração de fósforo no efluente do tanque de aeração ($mgP.l^{-1}$)

Fluxo do material fosforado efluente

O produto da vazão efluente pela concentração de fósforo efluente fornece o fluxo do material nitrogenado efluente, conforme equação 6.20.

$$MP_{te} = Q_E \times P_{te} \quad \dots (6.20)$$

Em que:

Q_E : Vazão diária efluente ($l.d^{-1}$)

P_{te} : concentração de fósforo efluente ($mgP.l^{-1}$)

Substituindo as equações 6.17, 6.18, 6.19 e 6.20 na equação 6.16, tem-se:

$$Q_A \times P_{ta} = Q_E \times P_{te} + q_d \times X_{UASB} \times fp + q_{dTA} \times X_{lodo} \times fp + q_{dTA} \times P_{TA} \quad \dots (6.21)$$

A seguir são apresentados na Figura 6.6 os resultados do balanço de massa do material fosforado obtidos na fase de controle.

Figura 6.6: Esquema do sistema de tratamento apresentando os resultados do balanço de massa do material fosforado na fase de controle.

A diferença entre o valor contabilizado na entrada e na saída do balanço de massa do material fosforado foi de 7,3% na fase de controle.

6.4 Balanço de massa do material orgânico durante a fase com aplicação de lise celular

A expressão 6.22 descreve o balanço de massa do material orgânico na fase com aplicação da lise celular forçada. O esquema do balanço de massa do material orgânico é apresentado na Figura 6.7.

$$MS_{ta} = MS_g + MS_o + MS_{xvUASB} + MS_{te} \quad \dots (6.22)$$

Em que:

MS_{ta} : massa da DQO aplicada diariamente ($gDQO.d^{-1}$)

MS_g : massa da DQO diária convertida em CH_4 ($gDQO.d^{-1}$)

MS_o : massa da DQO diária oxidada no tanque de aeração ($gDQO.d^{-1}$)

MS_{xvUASB} : massa da DQO diária descartada no lodo de excesso do processo anaeróbio ($gDQO.d^{-1}$)

MS_{te} : massa da DQO diária no efluente ($gDQO.d^{-1}$)

Figura 6.7: Esquema do balanço de massa do material orgânico na fase de aplicação de lise celular.

Os resultados do balanço de massa do material orgânico durante a fase com aplicação de lise celular são apresentados na Figura 6.8.

Figura 6.8: Esquema do sistema de tratamento apresentando os resultados do balanço de massa do material orgânico na fase com aplicação de lise celular.

Na fase com aplicação da lise celular a diferença calculada entre o valor na entrada e na saída para o balanço de massa do material orgânico foi de 8,1%, valor aproximadamente igual aquele encontrado na fase de controle.

Comparando os valores da massa da DQO efluente do reator UASB e da massa da DQO diária oxidada no tanque de aeração apresentados na Figura 6.2

referente ao balanço de massa do material orgânico na fase de controle com os da Figura 6.8 relativo a fase com aplicação de lise celular verifica-se que na fase com lise esses valores foram inferiores aos da primeira fase. Tal fato sugere que o retorno de material lisado ao processo de tratamento melhorou a conversão da matéria orgânica no reator anaeróbico e por consequência no reator aeróbico.

6.5 Balanço de massa do material nitrogenado em termos de nitrogênio total durante a fase com aplicação de lise celular

Os parâmetros considerados no balanço de massa do material nitrogenado estão descritos na expressão 6.23. O esquema desse balanço de massa é apresentado na Figura 6.9.

$$MN_{ta} = MN_{te} + MN_{IUASB} \quad \dots (6.23)$$

Em que:

MN_{ta} : fluxo do material nitrogenado total afluente ($gN.d^{-1}$)

MN_{te} : fluxo do material nitrogenado total efluente ($gN.d^{-1}$)

MN_{IUASB} : fluxo de nitrogênio total no lodo descartado do reator UASB ($gN.d^{-1}$)

Figura 6.9: Esquema do balanço de massa do material nitrogenado na fase com aplicação de lise celular.

A seguir são apresentados na Figura 6.10 os resultados do balanço de massa do material nitrogenado durante a fase com aplicação de lise celular.

Figura 6.10: Esquema do sistema de tratamento apresentando os resultados do balanço de massa do material nitrogenado na fase com aplicação de lise celular.

A diferença calculada no balanço de massa do material nitrogenado foi de 7,5% na fase com aplicação da lise celular.

6.6 Balanço de massa do material fosforado durante a fase com aplicação de lise celular

A expressão 6.24 descreve o balanço de massa do material fosforado em termos de fósforo total. O esquema do balanço de massa de fósforo é apresentado na Figura 6.11.

$$MP_{ta} = MP_{te} + MP_{IUASB} \quad \dots (6.24)$$

Em que:

MP_{ta} : fluxo do material fosforado total afluyente ($gP \cdot d^{-1}$)

MP_{te} : fluxo do material fosforado total efluente ($gP \cdot d^{-1}$)

MP_{IUASB} : fluxo de fósforo total no lodo descartado do reator UASB ($gP \cdot d^{-1}$)

Figura 6.11: Esquema do balanço de massa do material fosforado na fase com aplicação de lise celular.

Os resultados do balanço de massa do material fosforado obtidos durante a fase com aplicação de lise celular são apresentados na Figura 6.12.

Figura 6.12: Esquema do sistema de tratamento apresentando os resultados do balanço de massa do material fosforado na fase com aplicação de lise celular.

Na fase com aplicação da lise celular, a diferença contabilizada no balanço de massa de fósforo foi de 2,2%.

Por meio do balanço de massa calculado em regime permanente para os materiais orgânico, nitrogenado e fosforado comprova-se que os resultados obtidos em laboratório são seguros, pois a diferença contabilizada em ambas fases foi inferior a 10%.

A diferença calculada entre o valor na entrada e na saída para o balanço de massa do material orgânico na fase de controle e na fase com lise celular foi praticamente o mesmo (8,3% e 8,1% respectivamente).

Para o balanço de massa do material nitrogenado, a diferença obtida entre as fases foi pequena, sendo esta de 6,3% na fase de controle e 7,5% na fase com aplicação de lise celular.

A diferença contabilizada para o balanço de fósforo foi menor na fase de lise (2,2%) do que na fase de controle (7,3%).

7 SIMULAÇÃO

Com o objetivo de analisar melhor o funcionamento do sistema proposto foi utilizado o software GPS-X 4.0 da Hydromantis, com o qual é possível modelar e simular estações de tratamento de esgoto municipal e industrial.

Neste capítulo serão abordados resumidamente a teoria utilizada no desenvolvimento do modelo, os resultados obtidos e sua discussão. Para maiores detalhes teóricos recomenda-se a leitura de Henze et al. (1987) e Henze et al. (2000).

Foram construídos quatro layouts do sistema de tratamento para efetiva análise. O primeiro layout representa o sistema de tratamento de esgoto sanitário em escala de bancada na fase de controle e é constituído pelos seguintes objetos: afluente, combinador de vazões, tanque de mistura completa (simulando o tanque de aeração), sedimentador secundário e descarte. De acordo com a recomendação do suporte técnico do software utilizaram-se os dados do efluente do reator UASB como afluente do sistema, devido não existir nesse programa um reator que representasse um reator anaeróbio de manta de lodo.

No segundo layout os mesmos objetos foram utilizados, acrescidos de uma caixa preta (*black box*) na qual foi introduzida a condição operacional da lise celular.

Com o propósito de verificar se o resultado obtido em escala de laboratório apresentava semelhança com a escala real realizou-se a simulação do sistema de tratamento proposto com dimensões projetadas para uma população de 25.000

habitantes (Apêndice E). Para esse estudo foram construídos dois layouts, um representando a fase de controle e o outro a fase com aplicação de lise celular, com as mesmas configurações e objetos estabelecidos para a escala de bancada.

O layout do sistema de tratamento representando a fase de controle para a escala de bancada e para a escala real é apresentado na Figura 7.1.

Figura 7.1: Layout do sistema de tratamento de esgoto sanitário na fase de controle.

A Figura 7.2 mostra a configuração empregada para representar a fase com aplicação de lise celular.

Figura 7.2: Layout do sistema de tratamento de esgoto sanitário com aplicação de lise celular.

7.1 Considerações feitas na construção dos sistemas

Na construção dos layouts foram feitas as seguintes considerações:

Afluente: objeto representa fluxo contínuo; modelo selecionado codfractions

Tanque de aeração: objeto simula reator de mistura completa; modelo selecionado ASM1

Combinador: objeto apresenta volume zero e serve para combinar fluxos de várias unidades do processo; modelo default

Sedimentador secundário: objeto trabalha como sedimentador circular secundário; modelo selecionado simple1, no qual não é considerada reação biológica dentro da unidade. Recomendação feita pelo consultor técnico devido a complexidade de cálculo na unidade reativa.

Descarte: objeto representa o efluente tratado; modelo default

Caixa preta (*black box*): modelo criado para representar 30% de conversão da matéria particulada em matéria solúvel, considerando-se DQO, concentração de nitrogênio e fósforo. O balanço de massa não sofre alterações nessa unidade

O modelo codfractions requer a entrada de DQO total, NTK total e fósforo total. Para o tanque representando o tanque de aeração foi selecionado o modelo ASM1 (Activated Sludge Model nº 1 da IAWQ), desenvolvido pelo grupo da International Association on Water Pollution Research and Control (IAWPRC), o qual foi sugerido pelo consultor técnico do software da Hydromantis (GPS-X 4.0) por utilizar expressões mais simples que os demais modelos. Nesse modelo enfoca-se o prognóstico da quantidade e mudança de sólidos e do tipo de acceptor de elétrons (oxigênio ou nitrato).

No modelo empregado no sedimentador, o *simple1*, somente a concentração de sólidos suspensos é numericamente integrada, sendo as reações biológicas ignoradas.

O equacionamento utilizado na caixa preta para representar o fenômeno da lise celular é apresentado no Apêndice E, Tabela E.1.

A biblioteca empregada para produzir o layout foi a carbono-nitrogênio-fósforo (CNP) cujas variáveis de estado são mostradas na Tabela 7.1.

Tabela 7.1: Variáveis de estado da biblioteca CNP

Variável de estado	Símbolo
Orgânicos inertes solúveis	si
Substrato rapidamente biodegradável	ss
Orgânicos inertes particulados	xi
Substrato lentamente biodegradável	xs
Biomassa heterotrófica ativa	xbh
Biomassa autotrófica ativa	xba
Particulados não biodegradáveis de decaimento celular	xu
Produto armazenado no interior da célula	xsto
Oxigênio dissolvido	so
Nitrito e nitrato	sno
Amônia livre e ionizada	snh
Nitrogênio orgânico biodegradável solúvel	snd
Nitrogênio orgânico biodegradável particulado	xnd
Biomassa acumulada de polifosfato	xbp
Poli-hidróxido- <i>alkanoates</i>	xbt
Fosfato armazenado	xpp
Ácidos graxos voláteis	slf
Fósforo solúvel	sp
Alcalinidade	salk
<i>Dinitrogen</i>	snn
Nitrogênio orgânico não biodegradável solúvel	sni
Substrato biodegradável rapidamente biodegradável	sf
<i>Glycogen</i> armazenado	xgly
Polifosfato armazenado	xppr
Hidróxido de metal	xmeoh
Fosfato de metal	xmep
Produto armazenado no interior da célula	xsto
Sólidos suspenso inorgânico inerte	xii

A relação SSV/SST afluenta usada no layout representando a fase de controle e a fase com aplicação da lise celular foi de 0,91 e de 0,88 respectivamente para a escala de bancada. A literatura indica que essa relação encontrada em esgoto

doméstico deva ser de 0,75 a 0,8 (METCALF e EDDY, 1991) e no *default* do software ela é 0,6. Contudo, os valores empregados foram àqueles obtidos em laboratório, pois se acredita que por não haver presença de grande quantidade de material particulado no substrato sintético simulando esgoto sanitário a relação SSV/SST é superior a 0,8 e torna a simulação mais próxima da situação acompanhada na fase experimental. Para a realização da simulação em escala real foi utilizada a relação SSV/SST igual a 0,91 com o objetivo de comparar as duas escalas.

A concentração solúvel de fósforo afluyente ao tratamento foi estabelecida sendo 62,5% da concentração de fósforo total devido somente ter sido realizado análises de fósforo total. Essa porcentagem foi obtida da Tabela 3-16, p.109, Metcalf e Eddy (1991), aonde se encontra o valor médio de fósforo total no esgoto doméstico e suas concentrações médias de fósforo orgânico e inorgânico. A fração inorgânica corresponde à fração solúvel.

7.2 Modelo do ASM1

As concentrações de todos os componentes orgânicos, se solúvel (S) ou particulado (X), são dados em unidades de demanda química de oxigênio (DQO). Isto simplifica os coeficientes estequiométricos e reduz o número de fatores de conversão requeridos. Também permite calcular o requisito de oxigênio por um simples balanço de DQO. O material orgânico é dividido em duas categorias: biodegradável e não biodegradável.

A fração não biodegradável passa pelo sistema sem sofrer alteração e pode ser caracterizada em função do seu estado físico em sólidos suspensos ou particulados. O material particulado é removido do sistema com o lodo, enquanto o material suspenso sai no efluente.

A fração biodegradável é categorizada em lentamente e rapidamente biodegradável. Os orgânicos rapidamente biodegradáveis podem ser utilizados para a manutenção e crescimento das células com a transferência de elétron para o aceptor. O substrato particulado (lentamente) biodegradável é hidrolisado para material rapidamente biodegradável sem utilizar energia e não usando o aceptor de elétrons.

Dois tipos de biomassa são modelados: autótrofas e heterótrofas. A biomassa heterótrofa é gerada pelo crescimento em substrato rapidamente biodegradável e sob condições aeróbias e anóxicas e o decaimento (incluindo respiração endógena, morte, predação e lise) sob todas as condições. A biomassa autótrofa é gerada em condições aeróbias somente utilizando amônia como fonte de energia e o decaimento ocorre sob todas as condições.

O material nitrogenado é caracterizado em função de sua biodegradabilidade e de seu estado físico. O material particulado não biodegradável é modelado como uma fração da DQO particulada não biodegradável, enquanto o material suspenso não biodegradável é ignorado. O material nitrogenado biodegradável é dividido em amônia (livre e ionizada), orgânico solúvel e orgânico particulado. O material orgânico particulado é hidrolisado para orgânico solúvel, enquanto que o orgânico solúvel é convertido para amônia pela biomassa heterótrofa. A conversão da amônia para nitrato pelas autótrofa é assumida em um único passo.

Os materiais particulados inorgânicos não estão incluídos no modelo porque eles não entram em reações ou contribuem para a DQO.

Para o modelo ASM1, as variáveis *slf*, *sf*, *xbp*, *xbt*, *xgly*, *xsto*, *xpp*, *xppr*, *sni*, *xmeoh* e *xmep* são nulas.

7.3 Cálculo de DQO, sólidos, NTK e fósforo total

Para calcular a demanda química de oxigênio, os sólidos, o NTK e o fósforo total usando a biblioteca CNP e o modelo ASM1 são utilizadas variáveis específicas.

A seguir serão apresentadas as equações utilizadas pelo software no cálculo dos parâmetros acima mencionados. As variáveis de estado utilizadas foram apresentadas na Tabela 7.1.

7.3.1 Cálculo da demanda química de oxigênio

A DQO solúvel é calculada pela equação (7.1).

$$DQO_{\text{solúvel}} = s_i + s_s \quad \dots (7.1)$$

O cálculo da DQO particulada é obtido pela equação (7.2).

$$DQO_{\text{particulada}} = x_s + x_{bh} + x_{ba} + x_u + x_i \quad \dots (7.2)$$

A DQO total é a soma das frações solúvel e particulada.

7.3.2 Cálculo dos sólidos

Para obter o cálculo dos sólidos suspensos totais o modelo utiliza a equação (7.3)

$$SSV = \frac{DQO_{\text{particulada}}}{(DQO_{\text{particulada}} / SSV)} \quad \dots (7.3)$$

Os sólidos suspensos totais são obtidos por meio da equação (7.4)

$$SST = SSV + x_{ii} \quad \dots (7.4)$$

7.3.3 Cálculo de nitrogênio

O nitrogênio solúvel é obtido pela equação (7.5)

$$\text{NTKsolúvel} = \text{snh} + \text{snd} \quad \dots (7.5)$$

A fração de nitrogênio particulado é calculada pela equação (7.6)

$$\text{NTKparticulado} = \text{xbh} \cdot \text{ixbn} + \text{xba} \cdot \text{ixbn} + \text{xi} \cdot \text{ixun} + \text{xu} \cdot \text{ixun} \quad \dots (7.6)$$

Em que:

ixbn = nitrogênio contido na biomassa ativa

ixun = nitrogênio contido na massa endógena/inerte

O NTK é a soma das parcelas solúvel e particulada.

O nitrogênio total é calculado pela equação (7.7)

$$\text{Ntotal} = \text{NTK} + \text{sno} \quad \dots (7.7)$$

7.3.4 Cálculo de fósforo

O fósforo solúvel é igual a variável sp .

O fósforo particulado é calculado pela equação (7.8)

$$\text{Pparticulado} = \text{xi} \cdot \text{ixup} + \text{xu} \cdot \text{ixup} + \text{xbh} \cdot \text{ixbp} + \text{xba} \cdot \text{ixbp} \quad \dots (7.8)$$

Em que:

ixup = fósforo contido na massa endógena/inerte

ixbp = fósforo contido na biomassa ativa

O fósforo total é a soma das frações solúvel e particulada.

7.4 Resultados da Simulação

A simulação foi realizada para o layout “bancada1”, o qual representa a fase de controle do sistema de tratamento estudado em escala de bancada, para o “bancada2”, que concebe o tratamento com o emprego da lise celular forçada, o real1

e o real2 no qual simula-se o mesmo sistema de tratamento em escala real considerando fases de controle e de lise celular respectivamente.

O tempo de retenção celular estabelecido nos quatro layouts simulados é igual a 5 dias (em regime permanente).

Para verificar se os layouts criados em escala de bancada representavam o sistema de tratamento estudado foi realizado balanço de massa em regime permanente para DQO, material nitrogenado e fosforado utilizando o software e esse foi comparado com o balanço apresentado no capítulo 6.

Os resultados dos balanços obtidos por meio de simulação para o layout com dimensões em escala de bancada, representando a fase de controle (bancada1) e para o layout simulando a fase com aplicação de lise celular (bancada2) estão bem próximos daqueles calculados com as medidas de laboratório, o que indica que o layout construído está representando a escala de laboratório.

São apresentados nas Figuras 7.3 e 7.4 os balanços de massa para DQO, NTK e fósforo para as fases de controle e de lise celular respectivamente. Ressalta-se que os valores afluentes utilizados na simulação correspondem aos do efluente do reator UASB e estão sendo representados pelo índice [1]. Os índices [3], [5] e [6] correspondem respectivamente ao efluente do tanque de aeração, efluente tratado e descarte de lodo.

[1] Mass Flow.total phosphorus	0.16499999	g/d ▼
[1] Mass Flow.total COD	4.3499999	g/d ▼
[1] Mass Flow.total TKN	0.65999997	g/d ▼
[3] Mass Flow.total phosphorus	0.70224655	g/d ▼
[3] Mass Flow.total COD	42.041996	g/d ▼
[3] Mass Flow.total TKN	3.220866	g/d ▼
[5] Mass Flow.total phosphorus	0.16887486	g/d ▼
[5] Mass Flow.total COD	1.4350061	g/d ▼
[5] Mass Flow.total TKN	0.52231282	g/d ▼
[6] Mass Flow.total phosphorus	2.1644859e-02	g/d ▼
[6] Mass Flow.total COD	1.3518825	g/d ▼
[6] Mass Flow.total TKN	0.10223094	g/d ▼

Figura 7.3: Resultados do balanço de massa da matéria orgânica, do nitrogênio Kjeldahl e do fósforo em regime permanente para fase de controle em escala de bancada.

[1] Mass Flow.total phosphorus	0.16499999	g/d ▼
[1] Mass Flow.total COD	2.73	g/d ▼
[1] Mass Flow.total TKN	0.63	g/d ▼
[3] Mass Flow.total phosphorus	0.63451248	g/d ▼
[3] Mass Flow.total COD	33.394398	g/d ▼
[3] Mass Flow.total TKN	2.8933339	g/d ▼
[5] Mass Flow.total phosphorus	0.17019127	g/d ▼
[5] Mass Flow.total COD	1.4712745	g/d ▼
[5] Mass Flow.total TKN	0.56187314	g/d ▼

Figura 7.4: Resultados do balanço de massa do material orgânico, do nitrogênio Kjeldahl e do fósforo em regime permanente representando fase com lise celular em escala de bancada.

Na Tabela 7.2 são apresentadas as medidas da DQO e as concentrações de NTK, P e SST no efluente dos quatro layouts simulados para um período de 5 anos, bem como o tempo de retenção celular no tanque de aeração e o tempo de detenção hidráulica no tanque de aeração e no sedimentador.

A concentração de sólidos efluente ao sedimentador é fixada pelo software como sendo a concentração de sólidos presentes no primeiro layer do sedimentador e após o início da simulação novos valores são gerados, no entanto sempre inferior ao estabelecido. O software não permite o acréscimo de sólidos no efluente, o que provoca um acréscimo de sólidos no tanque de aeração ao longo do tempo e conseqüentemente aumento no tempo de retenção celular.

Tabela 7.2: Medidas da DQO e concentrações de NTK, P e SST no efluente dos quatro layouts simulados para um período de 5 anos, o tempo de retenção celular no tanque de aeração e o tempo de detenção hidráulica no tanque de aeração e no sedimentador.

Parâmetro	Escala de bancada		Escala Real	
	Bancada 1 (FC)	Bancada 2 (FL)	Real1 (FC)	Real2(FL)
DQO (mgDQO.l^{-1})	50	52	31	29
NTK (mgN.l^{-1})	19	25	2,4	1,9
P (mgPO_4^{-3})	3,7	5,0	3,6	4,7
SST _{TA} (mgSST.l^{-1})	179	458	651	1773
SST _{efluente} (mgSST.l^{-1})	14,8	24	7,2	8,2
TDH _{TA} (h)	3,5	3,5	3,5	3,5
TDH _{sed} (h)	2,16	2,16	2,16	2,16
θ_c (d)	0,55	3,1	3,7	64

Por meio da Tabela 7.2 verifica-se um acréscimo de 4% na DQO, 31% na concentração de NTK e 35% de fósforo na fase com lise celular em escala de bancada. Fato esperado devido à solubilização de 30% do material particulado presente no lodo, porém esses resultados demonstram que durante os cinco anos simulados não houve acréscimo superior aos acima citados.

Comparando os resultados da simulação obtidos em escala de bancada e em escala real na fase de controle percebe-se que os valores da DQO, da concentração de NTK e de fósforo no efluente do sistema de tratamento apresentaram-se menores do que os na escala de laboratório em função do processo estar operando com tempo de retenção celular maior e este está dentro dos valores encontrados na prática. No entanto o θ_c obtido após cinco anos de simulação para o layout com aplicação de lise celular mostrou-se bastante elevado. Constatou-se que na escala real houve acréscimo de 30% (Tabela 7.2) na concentração de fósforo quando empregou-se a lise celular, entretanto a concentração de NTK apresentou valor inferior ao encontrado na fase de controle. Esse fato pode ter acontecido devido ao elevado tempo de retenção celular e uma possível desnitrificação no sedimentador.

A simulação no período avaliado para a escala real empregando a lise celular apresentou resultados que sugerem que o retorno de lodo lisado não provoca prejuízos ao efluente do sistema e que o acréscimo de fósforo está associado à porcentagem de material particulado convertido em material solúvel por meio da lise celular forçada. A resposta obtida para a situação em escala real também indica a necessidade de descarte de forma a manter a idade do lodo.

As Figuras 7.5, 7.6 e 7.7 apresentam os resultados da simulação realizada durante cinco anos para a escala de bancada e aplicação de lise celular. Observa-se nessas figuras que mesmo simulando um longo período (5 anos) não foi detectada alteração na qualidade do efluente para a escala de bancada.

Figura 7.5: Resultado da simulação realizada em escala de bancada com emprego da lise celular para a demanda química de oxigênio.

Figura 7.6: Resultado da simulação realizada em escala de bancada com emprego da lise celular para a concentração de NTK.

Figura 7.7: Resultado da simulação realizada em escala de bancada com emprego da lise celular para a concentração de fósforo.

Os resultados da simulação realizada para o sistema de tratamento de lodos ativados recebendo efluente de reator UASB em escala real e com retorno do lodo lisado não apresentaram modificações no período analisado de cinco anos. Esses resultados são apresentados nas Figuras 7.7, 7.8 e 7.9. Esse estudo sugere que a utilização da desintegração do lodo por meio de ultra-som pode ser uma alternativa tecnicamente viável para a minimização de lodo.

Figura 7.8: Resultados da simulação da DQO do sistema de tratamento de lodos ativados em escala real recebendo efluente de reator UASB e retorno de lodo lisado.

Figura 7.9: Resultados da simulação da concentração de NTK do sistema de tratamento de lodos ativados em escala real recebendo efluente de reator UASB e retorno de lodo lisado.

Figura 7.10: Resultados da simulação da concentração de fósforo do sistema de tratamento de lodos ativados em escala real recebendo efluente de reator UASB e retorno de lodo lisado.

As Figuras 7.11 e 7.12 mostram o resultado do balanço de massa da DQO, NTK e fósforo em regime dinâmico (simulação de 5 anos) para as escalas de bancada e real com emprego da lise celular.

[1] Mass Flow.total phosphorus	0.168	g/d ▼
[1] Mass Flow.total COD	3.0599999	g/d ▼
[1] Mass Flow.total TKN	0.75	g/d ▼
[3] Mass Flow.total phosphorus	0.58264768	g/d ▼
[3] Mass Flow.total COD	21.815851	g/d ▼
[3] Mass Flow.total TKN	2.4726546	g/d ▼
[5] Mass Flow.total phosphorus	0.14899649	g/d ▼
[5] Mass Flow.total COD	1.5528888	g/d ▼
[5] Mass Flow.total TKN	0.74999994	g/d ▼

Figura 7.11: Resultado do balanço de massa de DQO, NTK e fósforo em regime dinâmico (cinco anos de simulação) para a escala de bancada com aplicação de lise celular.

[1] Mass Flow.total phosphorus	30016	g/d ▼
[1] Mass Flow.total COD	653920	g/d ▼
[1] Mass Flow.total TKN	123280	g/d ▼
[3] Mass Flow.total phosphorus	599019.06	g/d ▼
[3] Mass Flow.total COD	26533134	g/d ▼
[3] Mass Flow.total TKN	1898610.9	g/d ▼
[5] Mass Flow.total phosphorus	25063.223	g/d ▼
[5] Mass Flow.total COD	154911.81	g/d ▼
[5] Mass Flow.total TKN	10232.7	g/d ▼

Figura 7.12: Resultado do balanço de massa de DQO, NTK e fósforo em regime dinâmico (cinco anos de simulação) para a escala real com aplicação de lise celular.

8 CONCLUSÕES

Apresentam-se neste capítulo as conclusões resultantes do tratamento de despejo sintético simulando esgoto sanitário empregando sistema combinado (anaeróbio/aeróbio) com recirculação total do lodo de excesso lisado por ultra-som.

A eficiência média global de remoção de DQO do sistema não apresentou diferença nas fases de controle e de aplicação da lise celular e foi de 90% em ambas, considerando $DQO_{filtrada}$ do efluente. O valor obtido não foi maior em função da baixa eficiência obtida no reator de lodos ativados, no qual ocorreu desenvolvimento de bactérias filamentosas.

A aplicação da lise celular melhorou o funcionamento do reator UASB. Na fase de controle a eficiência de remoção média de DQO nesse reator foi de 72% enquanto no período com emprego da lise os valores obtidos mostram que 81% da DQO foi removida.

A conversão de nitrogênio orgânico a nitrogênio amoniacal no reator UASB apresentou melhora quando empregou-se a lise celular. Na fase de controle, essa conversão foi em média 73% e na fase com uso da lise celular forçada ocorreu amonificação de 81% do nitrogênio orgânico afluente.

No reator UASB houve retenção em média de 7% da concentração de P na fase de controle e de 8% na fase com aplicação de lise celular. Entretanto a remoção

global de fósforo no sistema pode ser considerada desprezível, de 2% na primeira fase e de 3% na segunda fase.

A quantidade de sólidos suspensos voláteis na saída do sedimentador não ultrapassou 144 mg.l^{-1} (valor bastante elevado), sendo que os resultados que se aproximaram desse valor correspondiam aos dias em que havia presença elevada de bactérias filamentosas.

O tempo de retenção celular no tanque de aeração foi bastante afetado pela perda de biomassa do sistema proposto, fato esse que se tornou relevante principalmente devido à escala reduzida utilizada (escala de bancada – pequenos volumes).

A conversão da amônia a nitrato no tanque de aeração foi reduzida pelo baixo tempo de retenção celular registrado nesse reator, o que não permitiu o desenvolvimento dos microrganismos nitrificantes.

A utilização de hipoclorito de sódio no sedimentador visando controlar o crescimento excessivo de bactérias filamentosas foi satisfatória, mas não resolveu por completo o problema de *bulking*.

O emprego da lise celular no tratamento biológico de despejo sintético simulando esgoto sanitário promoveu melhorias principalmente no processo anaeróbio, vindo a melhorar o desempenho desse reator na remoção de DQO e na amonificação e ao mesmo tempo possibilitou a recirculação total do lodo sem causar nenhum prejuízo ao tratamento.

Para a densidade de energia igual a 1000 J.ml^{-1} a porcentagem média global de conversão de DQO filtrada obtida por meio do equipamento de ultra-som foi de 30%.

Por meio do balanço de massa calculado em regime permanente para os materiais orgânico, nitrogenado e fosforado comprova-se que os resultados obtidos em laboratório são seguros, pois a diferença contabilizada em ambas fases foi inferior a 10%.

A simulação do sistema de tratamento pelo software GPS-X 4.0 realizada em escala de bancada para 5 anos mostra acréscimo na concentração final de NTK e fósforo total quando se tem o retorno do material lisado (fato esperado), no entanto esse aumento não foi elevado e correspondeu a 31% e 35%, respectivamente.

A eficiência de remoção da DQO, da concentração de NTK e de fósforo foi maior na simulação em escala real. Constatou-se que na escala real houve acréscimo de 30% na concentração de fósforo quando empregou-se a lise celular, entretanto a concentração de NTK apresentou valor inferior ao encontrado na fase de controle.

A simulação no período avaliado para a escala real empregando a lise celular apresentou resultados que sugerem que o retorno de lodo lisado não provoca prejuízos ao efluente do sistema e que o acréscimo de fósforo (30%) não é elevado para o longo período considerado.

9 SUGESTÕES DE TRABALHOS

Nesse capítulo serão feitas algumas sugestões para o desenvolvimento de novas pesquisas envolvendo o tema estudado.

A ampliação da escala dos reatores pode minimizar algumas dificuldades operacionais encontradas na escala de bancada, quando se trabalhou com volumes de 10,5 l, 4,4 l e 2,7 l no reator UASB, no tanque de aeração e no sedimentador secundário respectivamente.

O desenvolvimento de pesquisa com os reatores UASB/lodos ativados substituindo o despejo sintético simulando esgoto sanitário pelo esgoto sanitário real ou efluente industrial pode permitir melhor avaliação do sistema.

A avaliação econômica da aplicação da lise em sistema de tratamento com dimensões reais, pois em escala de laboratório o valor obtido pode induzir a valores equivocados.

O tratamento proposto poderia ter sua configuração alterada sendo adicionado um seletor a montante do reator de mistura completa (tanque aeróbio), essa alternativa seria uma tentativa de eliminar o desenvolvimento excessivo de bactérias filamentosas.

Com o objetivo de evitar a perda de biomassa no sistema combinado, outra opção seria a tentativa de operar o reator UASB com fluxo contínuo e o tanque

aeróbio em batelada, eliminando do sistema o sedimentador secundário. Verificou-se na operação do sistema estudado que em regime de batelada o lodo aeróbio apresenta boas características de sedimentabilidade.

A substituição do sedimentador secundário por um flotador é uma opção a ser investigada no sistema combinado anaeróbio/aeróbio.

Devido aos problemas enfrentados com o equipamento utilizado para promover a lise celular forçada recomenda-se investigar a possibilidade de usar outro equipamento ou outra marca.

O estudo de aplicação da lise celular em sistemas de tratamento biológico deve ser aprofundado no sentido de verificar sistemas eficientes do ponto de vista técnico levando-se em conta os custos operacionais.

Durante a partida do reator UASB é importante a manutenção da relação alcalinidade a bicarbonato/DQO igual a 0,5 com o propósito de evitar a inibição dos microrganismos metanogênicos e com isso o favorecimento das bactérias acidogênicas.

10 REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

ANDERSON, G. K.; YANG, G. (1992). Determination of bicarbonate and total volatile acid concentration in anaerobic digesters using a simple titration. *Water Environment Research*, Alexandria, VA, USA, v.64, n.1, p.53-59.

ALÉM SOBRINHO, P; KATO, M. T. (1999). Análise crítica do uso do processo anaeróbio para o tratamento de esgotos sanitários. In: CAMPOS, J.R. (Coord.). *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo*. Rio de Janeiro, ABES. p301-320.

ANDREASEN, K.; SIGVARDSEN, L. (1996). Experiences with sludge settleability in different process alternatives for nutrient removal. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.33, n.12, p.137-146.

ANDREASEN, K. et al. (1997). Reduction of nutrient emission by sludge hydrolysis. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.35, n.10, p.79-85.

_____. (1999). Improvement of sludge settleability in activated sludge plants treating effluent from pulp and paper industries. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.40, n.11-12, p.215-221.

ARCEIVALA, S.J. (1981). *Wastewater treatment and disposal*. Marcel Dekker, New York.

AUSTERMANN-HAUN, U. et al. (1998). Upgrading an anaerobic/aerobic wastewater treatment plant. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.37, n.9, p.243-250.

BARKER, P.S.; DOLD, P.L. (1995). COD and nitrogen mass balances in activated sludge systems. *Water Research*, New York, USA, v.29, n.2, p.633-643.

BEHLING, E. et al. (1997). Domestic wastewater treatment using a UASB reactor. *Bioresource Technology*, New York, USA, v.61, n.3, p.239-245.

BIEN, J.; WOLNY, L. (1997). Changes in some sewage sludge parameters prepared with an ultrasonic field. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.36, n.11, p.121-128.

BLOCH, H. (2001). EU policy on nutrients emissions: legislation and implementation. *Water Science and Technology*, London, UK, v.44, n.1, p.1-6.

BOF, V.S; CASTRO, M.S.M; GONÇALVES, R.F. (1999). ETE UASB+biofiltro aerado submerso: desempenho operacional com retorno do lodo aeróbio para o UASB. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 20., 1999, Rio de Janeiro. *Anais...* Rio de Janeiro: ABES.

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 modelling bioprocesses, 1998, Frankfurt. *Anais...*

BONA, A. et al. (2002). Avaliação do sistema RALF e filtro biológico para o tratamento de esgoto sanitário. *Sanare - Revista Técnica da Sanepar*, Curitiba, v.18, n.18, p.36-45.

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE (1986). *Resolução nº 20 de 18 de junho de 1986*: classificação das águas doces, salobras e salinas do território Nacional. Rio de Janeiro.

CAMPOS, J.R. (1994). *Alternativas para tratamento de esgotos – pré-tratamento de águas para abastecimento*. Americana: Consórcio Intermunicipal das Bacias dos rios Piracicaba e Capivari. (Consórcio Intermunicipal das Bacias dos rios Piracicaba e Capivari, 9).

CAMPOS, J.R. (Coord.). (1999). *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo*. Rio de Janeiro: ABES.

CARLSSON, H. et al. (1997). Calcium phosphate precipitation in biological phosphorus removal systems. *Water Research*, New York, USA, v.31, n.5, p.1047-1055.

- CASEY, T.G. et al. (1995). A Hypothesis for the causes and control of anoxic-aerobic (AA) filament bulking in nutrient removal activated sludge systems. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.29, n.7, p.203-212.
- CASTILLO, A.; CECCHI, F.; MATA-ALVAREZ, J. (1996). A Combined anaerobic-aerobic system to treat domestic sewage in coastal areas. *Water Research*, New York, USA, v.31, n.12, p.3057-3063.
- CENES, C. et al. (2000). Modelling the competition between floc-forming and filamentous bacteria in activated sludge wastewater treatment systems – I: evaluation of mathematical models based on kinetic selection theory. *Water Research*, New York, USA, v.34, n.9, p.2525-2534.
- CHANG, Y.J.; NISHIO, N. (1994). Removal of PO₄ and NH₄ from wastewaters by UASB methanogenic fermentation. *Journal of Fermentation and Bioengineering*, New York, USA, v.77, n.4, p.450-452.
- CHERNICHARO, C.A.L. (1997). *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias – reatores anaeróbios*. Belo Horizonte: DESA; UFMH. v.5.
- CHERNICHARO, C..A.L.; CARDOSO, M.R. (1999). Development and evaluation of a partitioned upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor for the treatment domestic sewage from small villages. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.40, n.8, p.107-113.
- CHU, C.P. et al. (2001). Observations on changes in ultrasonically treated waste-activated sludge. *Water Research*, New York, USA, v.35, n.4, p.1038-1046.
- CHUANG, S.H. et al. (1997). Effects of SRT and do on nutrient removal in a combined as-biofilm process. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.36, n.12, p.19-27.
- CLARK, T.; STEPHENSON, T.; PEARCE, P.A. (1997). Phosphorus removal by chemical precipitation in a biological aerated filter. *Water Research*, New York, USA, v.31, n.10, p.2557-2563.
- CLAUSS, F. et al. (1999). Controlling de settling of activated sludge in pulp and paper wastewater treatment plants. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.10, n.11-12, p.223-229.

COLLIVIGNARELLI, C.; BERTANZA, G. (1999). Simultaneous nitrification-denitrification processes in activated sludge plants: performance and applicability. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.40, n.4-5, p.187-194.

COOPER, P.; DEE, T.; YANG, G. (1993). Nutrient removal –methods of meeting the EC urban wastewater directive. In: ANNUAL CONFERENCE ON INDUSTRIAL WASTEWATER TREATMENT, 4., 1993, Esher. *Proceedings...*

COURA, M.A.; VAN HAANDEL, A.C. (1999). Viabilidade técnica e econômica do digestor anaeróbio de fluxo ascendente (UASB) no sistema anaeróbio/aeróbio. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 20., 1999, Rio de Janeiro. *Anais...* Rio de Janeiro: ABES. p.973-981.

DELONS, L. (2002). Sludge reduced up to 80% at source. *Water and Wastewater International*, Nashua, NH, v.17, issue 2, april, p.28.

DE VRIES, H.P.; RENSINK, J.H. (1985). Biological phosphorus removal at low sludge loadings by partial stripping. In: INTERNATIONAL CONFERENCE FOR MANAGEMENT STRATEGIES FOR PHOSPHORUS IN THE ENVIRONMENT, 1985, Lisboa. *Proceedings...*

DILALLO, R.; ALBERTSON, O.E. (1961). Volatile acids by direct titration. *Journal Water Pollution Control Federation*, Alexandria, VA, USA, v.33, n.4, p.350-364.

DOHÁNYOS, M.; ZÁBRANSKÁ, J.; PAVEL, J. (1997). Enhancement of sludge anaerobic digestion by using of a special thickening centrifuge. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.36, n.11, p.145-153.

ECKENFELDER, W.W. (1989). *Industrial water pollution control*. 2th ed. New York: McGraw-Hill.

ECKENFELDER, W.W.; GRAU, P.E. (1992). *Activated sludge process design and control: theory and practice*. Lancaster, PA, U.S.A. : Technomic Pub. Co. (Water Quality Management Library, 1).

EKAMA, G. A.; WENTZEL, M.C. (1999). Difficulties and developments in biological nutrient removal technology and modelling. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.39, n.6, p.1-11.

ERDINCILER, A.; VESILIND, P.A. (2000). Effect of sludge cell disruption on compactibility of biological sludges. *Water Science and Technology*, London, UK, v.42, n.9, p.119-126.

FLORENCIO, L.; KATO, M.T.; MORAIS, J.C. (2001). Domestic sewage treatment in full-scale UASB plant at mangueira, Recife, Pernambuco. *Water Science and Technology*, London, UK, v.44, n.4, p.71-77.

FORESTI, E. (1994). Fundamentos do processo de digestão anaeróbia. In: Anais III Taller y Seminário Latinoamericano: tratamiento anaeróbico de águas residuales, Montevideo, Uruguay, p. 97-100.

FORESTI, E. et al. (1999). Fundamentos do tratamento anaeróbico. In: CAMPOS, J.R. (Coord.). *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbico e disposição controlada no solo*. Rio de Janeiro: ABES. p.29-51.

FREIRE, V.H.; VON SPERLING, M.; CHERNICHARO, C.A.L. (1999). Avaliação do desempenho de um sistema combinado UASB-Lodos ativados no tratamento de efluentes sanitários. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 20., 1999, Rio de Janeiro. *Anais...* Rio de Janeiro: ABES. p.905-912.

FULKASE, T.; SHIBATA, M.; MIYAJI, Y. (1985). Factors affecting biological removal of phosphorus. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.17, p.187-198.

HANISCH, W.S. (1999). *Desenvolvimento de modelos mecanístico e neural para o processo de lodos ativados de tratamento de esgotos domésticos*. 208p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1999.

HENZE, C.M. et al. (1987). A General model for single-sludge wastewater treatment systems. *Water Research*, New York, USA, v.21, n.5, p.505-515.

HENZE, M. et al. (Ed.) (2000). Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2D and ASM3. London: IWA. (Scientific and Technical Report, 9).

HIGGINS, J.A.; SPRINGER, A.M. (1998). *Reducing excess Biological sludge in the Activated-sludge Process*. Miami: Miami University. (Technical Report).

JEAN, D.S. et al. (2000). Reduction of microbial density level in sewage sludge through pH adjustment and ultrasonic treatment. *Water Science and Technology*, London, UK, v.42, n.9, p.97-102.

JENKINS, O.; ERGUSSEON, J.F.; MENAR, A.B. (1971). Chemical processes for phosphate removal. *Water Research*, New York, USA, v.5, p.369-387.

JENKINS, D. et al. (1982). Use of chlorination for control of activated sludge bulking. In: CHAMBERS, B.; TOMLINSON, E.J. (Eds.). *Bulking of activated sludge – preventive and remedial methods*. Chichester: Ellis Horwood. Cap.11.

JENKINS, D.; RICHARD, M.G.; NEETHLING, J.B. (1984). Causes and control of activated sludge bulking. *Water Pollution Control*, Alexandria, VA, USA, v.83, p.455.

JENKINS, D.; RICHARD, M.G.; DAIGGER, G.T. (1993). *Manual on the causes and control of activated sludge bulking and foaming*. 2th ed. Michigan: Lewis Publishers.

KATO, M.T. et al. (1999). Configurações de reatores anaeróbios. In: CAMPOS, J.R. (Coord.). *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo*. Rio de Janeiro: ABES. p.53-97.

KIM, Y.; PIPES, W.O.; CHUNG, P.G. (1998). Control of activated sludge bulking by operating clarifiers in a series. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.38, n.8-9, p.1-8.

KITATSUJI, K.; MIYATA, H.; FUKASE, T. (1996). Lysis of filamentous bacteria by surfactants. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.34, n.5-6, p.145-153.

KNOOP, S.; KUNST, S. (1998). Influence of temperature and sludge loading on activated sludge settling, specially on *Microthrix Parvicella*. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.37, n.4-5, p.27-35.

KORNAROS, M.; LYBERATOS, G. (1997). Kinetics of aerobic growth of a denitrifying bacterium, *Pseudomonas denitrificans*, in the presence of nitrates and/or nitrites. *Water Research*, New York, USA, v.31, n.3, p.479-488.

KUBAA, T.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; HEIJNEN, J.J. (1997). Biological dephosphatation by activated sludge under denitrifying conditions: pH influence and occurrence of denitrifying dephosphatation in a full-scale waste water treatment plant. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.36, n.12, p.75-82.

- LARANJEIRA FILHO, B.A. (1989). *Estudo comparativo de reatores de lodos ativados em escala de laboratório*. 126p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1990.
- LEAF, S.S.; CHATTERJEE, R. (1999). Developing a strategy on eutrophication. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.39, n.12, p.307-314.
- LEE, S.E. et al. (1997). Comparison of phosphorus removal characteristics between various biological-nutrient removal processes. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.36, n.12, p.61-68.
- LEHNE, G.; MULLER, A.; SCHWEDES, J. (2001). Mechanical disintegration of sewage sludge. *Water Science and Technology*, London, UK, v.43, n.1, p.19-26.
- LOPES, D.D. (2000). *Tratamento de esgoto sanitário empregando reatores compartimentados anaeróbio/aeróbio em série*. 272p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2000.
- LUDUVICE, M. (1998). Gestão de biossólidos e o Mercosul. In: SEMINÁRIO SOBRE GERENCIAMENTO DE BIODSÓLIDOS DO MERCOSUL, 1998, Curitiba *Anais...* Curitiba: SANEPAR/ABES.
- MACHDAR, I. et al. (1997). Novel and cost-effective sewage treatment system consisting of UASB pre- treatment and aerobic post-treatment units for developing countries. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.36, n.12, p.189-197.
- MADONI, P.; DAVOLI, D.; GIBIN, G. (2000). Survey of filamentous microorganisms from bulking and foaming activated-sludge plants in Italy. *Water Research*, New York, USA, v.34, n.6, p.1767-1772.
- MASON, T.J. (1999). *Ultrasound in environmental protection – an overview*. Hamburg: Technical University of Hamburg. (Harburg Reports on Sanitary Engineering, v.2, p.1-8).
- 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*, London, UK, v.6, p.551-559.
- McCLINTOCK, S.A.; PATTARKINE, V.M.; RANDALL, C.W. (1992). Comparison of yields and decay rates for biological nutrient removal process and a conventional activated sludge process. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.26, n.9-11, p.2195-2198.

- MENDONÇA, L.C. (1999). *Desidratação e desinfecção de lodos de reatores anaeróbios de manta de lodo*. 130p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1999.
- MENDONÇA, S.R. (1993). *Tratamento de lodos*. Brasília: [s.n.]. Apostila do Curso sobre Projeto de estação de tratamento de esgotos.
- METCALF & EDDY (1991). *Wastewater engineering – treatment – disposal – reuse*. 3th ed. New York: McGraw-Hill.
- MIRANDA SAMUDIO, E.M. (1999). *Estudos sobre remoção biológica de fósforo de esgoto sanitário, através do processo de lodos ativados operado em bateladas e sobre o excesso de bdo gerado*. 365p. Tese (Doutorado) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2000.
- MULLER, J. (2000). Disintegration as a key-step in sewage sludge treatment. *Water Science and Technology*, London, UK, v.41, n.8, p.123-130.
- NEIS, U.; TIEHM, A. (1999). *Ultrasound in waste water and sludge treatment*. Hamburg: Technical University of Hamburg. (Hamburg Reports on Sanitary Engineering, v.25).
- NEIS, U. (2000). Ultrasound in water, wastewater and sludge treatment. *Water 21*, London, UK, p.36-41, Apr.
- NESBITT, J.B. (1968). Phosphorus removal the state of the art. *Journal Water Pollution Control*, Alexandria, VA, USA, v.41, p.701-713.
- NOLASCO, M.A. (1998). *Redução da produção de lodo no tratamento aeróbio de efluentes da indústria de celulose e papel*. 176p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1998.
- NUNES, L.A.; MARTINEZ, B. (2001). Evaluation of an anaerobic system for carbon and nitrogen removal in slaughterhouse wastewater. *Water Science and Technology*, London, UK, v.44, n.4, p.271-277.
- PARSEKIAN, M.P.S.; PIRES, E.C. (2002). Monitoramento e controle do crescimento excessivo de bactérias filamentosas em sistema anaeróbio/aeróbio de tratamento de esgoto doméstico. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE INGENIERIA SANITARIA Y AMBIENTAL, 2002, Cancun-México. *Anais...* México: AIDIS.

- PATTARKINEA, V. M.; RANDALLB, C.W. (1999). The Requirement of metal cations for enhanced biological phosphorus removal by activated sludge. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.40, n.2, p.159-165.
- PENETRA, R.G. (1998). *Pós-tratamento físico-químico por flotação de efluentes de reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB)*. 140 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1998.
- PUHLER, A.; STADLER, P. (1993). Mechanical methods of cell disruption. In: BIOTECHNOLOGY: a multi volume comprehensive treatise. New York: VCH Publishing.
- RAMIREZ, G.W. et al. (2000). A Rapid, direct method for assessing chlorine effect on filamentous bacteria in activated sludge. *Water Research*, Generalidad Valenciana, Spain, v.34, n.15, p.3894-3898.
- RANDALL, C.W.; PATTTARKINE, V.M.; McCKINTOCK, S.A. (1992). Nitrification kinetics in single-sludge biological nutrient removal activated sludge systems. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.25, n.6, p.195-214.
- RIPLEY, L.E.; BOYLE, W.C.; CONVERSE, J.C. (1986). Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. *Journal Water Pollution Control Federation*, Alexandria, VA, USA, v.58, p.406-411.
- RODRIGUES, J.A.A.; PEÑA, M.R.; MANZI, V. (2001). Application of an innovate methodology to improve the starting-up of UASB reactors treating domestic sewage. *Water Science and Technology*, Cali, London, UK, v.44, n.4, p.295-303.
- ROGALLA, F. (1998). Produção, caracterização e processamento de biossólidos. In: SEMINÁRIO SOBRE GERENCIAMENTO DE BIOSSÓLIDOS DO MECOSUL, 1998, Curitiba. *Anais...* Curitiba: SANEPAR/ABES.
- ROMANSKI, J.; HEIDER, M.; WIESMANN, U. (1997). Kinetics of anaerobic orthophosphate release and substrate uptake in enhanced biological phosphorus removal from synthetic wastewater. *Water Research*, New York, USA, v.31, n.12, p.3137-3145.
- ROŠ, M.; VRTOVŠEK, J. (1998). Wastewater treatment and nutrient removal in the combined reactor. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.38, n.1, p.87-95.

- RÖSKE, I.; SCHÖNBORN, C. (1994). Interactions between chemical and advanced biological phosphorus elimination. *Water Research*, New York, USA, v.28, n.5, p.1103-1109.
- ROTHMAN, M. (1998). Operation with biological nutrient removal with stable nitrification and control of filamentous growth. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.37, n.4-5, p.549-554.
- RUSTRIAN, E. et al. (1999). Acidogenic activity: process of carbon source generation for biological nutrient removal. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.40, n.8, p.25-32.
- SAAYMAN, G.B.; SCHUTTE, C.F.; VAN LEEUWEN, J. (1996). Effect of chemical bulking control on biological nutrient removal in a full scale activated sludge plant. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.34, n.3-4, p.275-282.
- SAIKI, Y. et al. (1999). Solubilization of excess activated sludge by self-digestion. *Water Research*, New York, USA, v.33, n.8, p.1864-1870.
- SAKAI, Y. et al. (1997). An Activated sludge process without excess sludge production. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.36, n.11, p.163-170.
- SHIMIZU, T.; KUDO, K.; YOSHIKAZU, N. (1993). Anaerobic waste-activated sludge digestion – a bioconversion mechanism and kinetic model. *Biotechnology and Bioengineering*, New Jersey, USA, v.41, p.1082 – 1091.
- SILVA, S.M.C.P. (1993). *Desenvolvimento de uma nova concepção de tratamento de águas residuárias pela associação de processos anaeróbios e aeróbios*. 472p. Tese (Doutorado) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 1993.
- SIMPKINS, M.J.; McLAREN, A.R. (1978). Consistent biological phosphate and nitrate removal in an activated sludge plant. *Water Technology*, New York, USA, v.10, p.433.
- SOUSA, J.T. (1996). *Pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio de fluxo ascendente em reator aeróbio seqüencial em batelada e coluna de lodo anaeróbio para desnitrificação*. 258p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1996.

SOUSA, J.T.; FORESTI, E. (1996). Domestic sewage treatment in a upflow anaerobic sludge blanket – sequencing batch reactor system. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.33, n.3, p.73-84.

SPRINGER, A.M. et al. (1996). Feasibility study of sludge lysis and recycle in the activated-sludge process. *Tappi Journal*, Georgia, USA, v.79, n.5, p.162-170, May.

STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER (1998). 20th ed. Washington: American Public Health Association.

TIEHM, A.; NICKEL, K.; NEIS, U. (1997). The Use of ultrasound to accelerate the anaerobic digestion of sewage sludge. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.36, n.11, p.121-128.

TIEHM, A. et al. (2001). Ultrasonic waste activated sludge disintegration for improving anaerobic stabilization. *Water Research*, New York, USA, v.35, n.8, p.2003-2009.

VAN HAANDEL, A.C.; LETTINGA, G. (1994). *Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente*. Campina Grande: Universidade Federal da Paraíba; EPGRAF.

VAN HAANDEL, A.C.; MARAIS, G. (1999). *O Comportamento do sistema de lodo ativado*. Campina Grande: EPGRAF.

VANG HENDRIKSEN, H.; KIER AHRING, B. (1996). Integrated removal of nitrate and carbon in an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor: operating performance. *Water Research*, New York, USA, v.30, n.6, p.1451-1458.

VON SPERLING, M. (1996). *Princípios básicos do tratamento de esgotos*. Belo Horizonte: Universidade Federal de Minas Gerais / Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. v.2.

_____. M. (1997). *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: lodos ativados*. Belo Horizonte: Universidade Federal de Minas Gerais / Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. v.4.

VON SPERLING, M.; FRÓES, C.M.V. (1998). Dimensionamento e controle de decantadores secundários com base em uma abordagem integrada e simplificada da

teoria do fluxo de sólidos. *Engenharia Sanitária e Ambiental*, Belo Horizonte, Brasil, v.3, n.2, p.42-54.

YAMAMOTO-YKEMOTO, R. et al. (1998). Control of filamentous bulking and interactions among sulfur oxidation-reduction and iron oxidation-reduction in activated sludge using an iron coagulant. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.38, n.8-9, p.9-17.

YASUI, H. et al. (1996). A Full-scale operation of a novel activated sludge process without excess sludge production. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.34, n.3-4, p.395-404.

YEOMAN, S. et al. (1988). The Removal of phosphorus during wastewater treatment: a review. *Environmental Pollution*, New York, USA, v.49, p.183-233.

YODA, M.; NISHIMURA, S. (1997). Controlling granular sludge floatation in UASB reactors. *Water Science and Technology*, New York, USA, v.36, n.6-7, p.165-173.

WARNER, J.; GRAU, P. (1989). Identification of filamentous microorganisms from activated sludge: a compromise between wishes, needs and possibilities. *Water Research*, New York, USA, v.23, n.7, p.883-891.

Apêndice A - Resultados obtidos no período de controle e de aplicação de lise celular no sistema combinado (reator UASB seguido de reator de lodos ativados).

Os dados levantados durante o período experimental são apresentados nas Tabelas A.1 a A.14.

Tabela A.1: Leituras, valores médios da DQO da amostra bruta e da amostra filtrada do sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas.

	Tempo (dia)	DQO amostra bruta (mgO ₂ .L ⁻¹)				DQO amostra filtrada (mgO ₂ .L ⁻¹)			
		Afluente	Efluente UASB	Efluente TA	Efluente	Afluente	Efluente UASB	Efluente TA	Efluente
Fase de controle	1	574	162	615	61	373	121	76	53
	2	530	166	323	57	390	128	38	39
	3	496	166	561	106	382	122	47	53
	8	467	152	487	59	382	107	42	43
	10	477	148	926	87	398	109	49	54
	11	524	149	345	100	419	106	47	53
	15	509	144	1349	70	434	103	47	42
	17	522	145	803	106	413	110	42	44
	19	525	124	277	104	404	91	61	76
	23	522	121	937	59	401	91	39	39
	24	490	122	792	70	381	94	49	49
	Valor Médio	512	145	674	80	398	107	49	49
	Desvio padrão	29	17	325	21	19	13	11	10
	Nº amostras	11	11	11	11	11	11	11	11
Fase com lise celular	30	517	110	781	58	403	76	42	49
	31	483	87	498	65	404	69	43	46
	32	522	106	302	89	409	81	57	66
	36	453	98	416	58	400	70	38	40
	37	509	91	839	87	369	68	100	58
	38	478	96	389	94	396	66	55	62
	43	514	76	746	49	385	46	21	28
	44	492	99	880	73	404	66	47	53
	45	488	88	749	59	392	62	39	42
	50	485	86	663	71	376	67	51	55
	51	471	69	267	51	386	48	27	39
	52	481	83	240	67	373	59	42	44
	57	458	101	561	65	385	63	46	46
	58	483	89	321	66	368	58	48	40
	59	448	93	80	71	367	56	40	52
	64	454	104	353	69	373	66	50	47
	65	511	87	242	77	390	58	52	47
	66	468	86	264	50	369	51	38	36
	71	458	92	277	94	367	60	50	54
	72	454	79	178	65	383	51	52	50
	73	452	78	129	78	369	56	43	58
	78	462	104	523	78	382	62	59	52
	79	446	87	353	63	382	54	46	40
	80	485	86	132	67	392	50	42	43
	85	442	93	466	77	374	60	39	50
	86	463	86	345	77	380	56	42	48
	87	468	93	-	71	377	54	50	46
	92	460	104	534	62	385	56	39	40
	93	495	85	240	89	429	55	43	51
	94	504	87	223	75	400	54	46	44
	99	463	101	488	77	392	51	50	43
	100	497	82	196	86	397	48	51	55
	101	565	85	124	78	382	54	43	55
	106	599	102	174	76	355	53	41	46
	Valor Médio	483	91	388	71	385	59	46	48
	Desvio padrão	34	9	222	12	15	8	12	8
	Nº amostras	34	34	34	34	34	34	34	34

Tabela A.2: Leituras, valores máximos e mínimos do pH do sistema combinado e número de amostras analisadas.

	Tempo (dia)	pH				
		Afluente 24h	Afluente novo	Efluente Reator UASB	Efluente tanque aeração	Efluente
Fase de controle	1	7,1	7,3	7,0	7,6	7,9
	2	7,0	7,5	7,0	8,2	8,1
	3	6,9	7,2	7,2	8,1	8,2
	8	7,0	7,5	7,0	8,0	8,3
	10	7,0	7,5	7,1	8,4	8,3
	11	7,5	7,5	7,0	7,8	8,1
	15	7,5	7,5	7,0	7,8	8,2
	17	7,2	7,3	7,2	8,1	8,2
	19	7,1	7,2	7,2	7,9	8,2
	23	7,2	7,3	7,1	8,0	8,1
	24	7,0	7,2	7,0	7,7	8,3
	Valor máximo	7,5	7,5	7,2	8,4	8,3
	Valor mínimo	6,9	7,2	7,0	7,6	7,9
	Nº amostras	11,0	11,0	11,0	11,0	11,0
Fase com lise celular	30	7,0	7,2	7,3	7,8	8,3
	31	7,0	7,2	7,3	8,1	8,3
	32	7,3	7,2	7,2	8,1	7,8
	36	7,0	7,5	7,1	8,0	8,1
	37	7,3	7,4	7,1	7,5	8,1
	38	7,3	7,4	7,0	7,8	8,1
	43	7,4	7,4	7,1	7,8	8,2
	44	7,0	7,4	7,0	7,7	8,2
	45	7,1	7,4	7,0	7,9	8,2
	50	7,4	7,4	7,1	7,7	8,2
	51	7,3	7,4	7,1	8,0	8,2
	52	7,4	7,2	7,0	7,6	8,4
	57	6,9	7,6	7,1	7,6	8,1
	58	7,1	7,3	7,0	7,6	8,1
	59	7,0	7,3	7,1	7,8	8,2
	64	6,9	7,5	7,0	7,7	8,1
	65	7,4	7,3	7,0	7,7	8,1
	66	7,1	7,3	7,1	7,7	8,0
	71	6,9	7,4	7,1	7,7	8,1
	72	7,1	7,2	7,0	7,9	8,1
	73	7,2	7,4	7,0	7,8	8,1
	78	7,0	7,6	7,1	8,0	8,1
	79	7,2	7,3	7,1	7,8	8,0
	80	7,2	7,3	7,0	7,9	8,1
	85	6,9	7,5	7,2	7,8	8,2
	86	7,0	7,3	7,1	7,8	8,1
	87	6,9	7,4	7,1	7,8	8,1
	92	7,0	7,5	7,2	7,7	8,1
	93	7,5	7,4	7,1	7,8	8,1
	94	7,3	7,3	7,0	7,7	8,1
	99	7,0	7,4	7,1	7,7	8,0
	100	7,2	7,3	7,1	7,9	8,1
	101	7,2	7,3	7,1	7,7	8,1
	106	7,0	7,4	7,1	7,9	8,1
	Valor máximo	7,5	7,6	7,3	8,1	8,4
	Valor mínimo	6,9	7,2	7,0	7,6	7,8
	Nº amostras	34,0	34,0	34,0	34,0	34,0

Tabela A.3: Leituras, valores médios da composição dos gases no reator UASB, desvio padrão e número de amostras analisadas.

	Tempo (dia)	% em Área da composição de gases no reator UASB			Composição dos gases no reator UASB em mMol.ml ⁻¹		
		Nitrogênio	Metano	CO ₂	Nitrogênio	Metano	CO ₂
Fase de controle	1	15,9	76,3	7,5	0,0127	0,0558	0,0066
	2	19,4	72,5	7,8	0,0119	0,0410	0,0056
	3	18,3	73,5	8,1	0,0123	0,0455	0,0061
	8	26,6	66,5	6,6	0,0120	0,0281	0,0039
	10	18,4	73,8	7,5	0,0123	0,0454	0,0057
	11	16,6	74,1	8,9	0,0101	0,0407	0,0060
	15	17,9	74,5	7,5	0,0109	0,0415	0,0053
	17	21,1	71,4	6,9	0,0146	0,0464	0,0057
	19	18,3	72,5	8,8	0,0099	0,0355	0,0054
	23	13,7	76,4	9,6	0,0064	0,0298	0,0049
	24	14,0	76,7	7,1	0,0080	0,0380	0,0056
	Valor Médio	18,2	73,5	7,9	0,0110	0,0407	0,0055
Fase com lise celular	Desvio padrão	3,6	2,9	0,9	0,0023	0,0079	0,0007
	Nº amostras	11	11	11	11	11	11
	30	13,4	75,8	10,8	0,0077	0,0387	0,0066
	31	15,9	75,4	8,6	0,0105	0,0454	0,0063
	32	13,7	75,9	10,4	0,0079	0,0379	0,0063
	36	12,5	78,1	9,2	0,0068	0,0362	0,0054
	37	15,4	73,9	10,6	0,0080	0,0338	0,0059
	38	19,9	71,3	8,5	0,0109	0,0358	0,0054
	43	20,3	71,6	7,5	0,0106	0,0341	0,0047
	44	13,9	76,4	9,5	0,0076	0,0363	0,0056
	45	12,9	77,1	9,7	0,0059	0,0293	0,0048
	50	13,2	75,7	8,7	0,0096	0,0427	0,0060
Fase com lise celular	51	15,3	76,2	8,2	0,0086	0,0378	0,0052
	52	14,6	73,3	12,2	0,0075	0,0326	0,0065
	57	13,7	78,9	7,3	0,0080	0,0399	0,0048
	58	17,2	73,6	8,8	0,0094	0,0361	0,0054
	59	15,3	75,4	9,2	0,0092	0,0407	0,0061
	64	15,3	75,4	9,2	0,0092	0,0407	0,0061
	65	18,4	73,1	7,7	0,0092	0,0328	0,0046
	66	18,7	72,1	8,9	0,0073	0,0247	0,0042
	71	17,0	75,2	7,3	0,0100	0,0398	0,0050
	72	15,7	75,8	8,0	0,0088	0,0376	0,0051
	73	17,8	75,0	7,2	0,0107	0,0413	0,0051
	78	13,1	78,3	7,8	0,0106	0,0568	0,0068
Fase com lise celular	79	18,1	73,3	8,2	0,0107	0,0395	0,0056
	80	15,2	76,1	8,5	0,0091	0,0403	0,0056
	85	16,7	73,4	9,3	0,0083	0,0321	0,0052
	86	14,6	76,8	8,3	0,0071	0,0322	0,0046
	87	15,9	76,1	7,8	0,0086	0,0362	0,0048
	92	15,9	77,3	6,5	0,0087	0,0374	0,0043
	93	31,6	61,9	6,2	0,0182	0,0344	0,0046
	94	17,8	72,3	7,6	0,0084	0,0303	0,0051
	99	15,7	75,8	8,2	0,0084	0,0356	0,0050
	100	13,0	77,6	9,1	0,0074	0,0379	0,0056
	101	38,2	56,0	5,4	0,0187	0,0268	0,0037
	106	24,1	68,7	7,0	0,0116	0,0308	0,0043
Fase com lise celular	Valor Médio	17,0	74,1	8,5	0,0094	0,0366	0,0053
	Desvio padrão	5,2	4,5	1,4	0,0026	0,0057	0,0007
	Nº amostras	34	34	34	34	34	34

Tabela A.4: Leituras, valores máximos, mínimos e médios das medidas de alcalinidade total (AT), intermediária (AI) e parcial (AP) e da relação AI/AP no efluente do reator UASB, desvio padrão e número de amostras analisadas.

	Tempo	AT (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)	AI (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)	AP (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)	AI/AP
Fase de controle	1	306	80	226	0,26
	2	310	62	249	0,20
	3	341	87	254	0,25
	8	316	77	239	0,24
	10	359	94	265	0,26
	11	354	95	259	0,27
	15	359	94	264	0,26
	17	355	88	267	0,25
	19	354	87	268	0,24
	23	378	89	289	0,24
	24	357	85	272	0,24
	Valor Máximo	378	94	289	0,20
	Valor Mínimo	306	62	226	0,27
	Valor Médio	345	85	259	0,25
	Desvio padrão	23	10	17	0,02
	Nº amostras	11	11	11	11
Fase com lise celular	30	367	88	279	0,24
	31	365	86	278	0,24
	32	344	80	265	0,23
	36	356	83	274	0,23
	37	374	96	278	0,26
	38	367	84	283	0,23
	43	369	90	279	0,24
	44	359	88	271	0,25
	45	375	84	291	0,23
	50	374	82	293	0,22
	51	369	78	291	0,21
	52	377	76	301	0,20
	57	375	83	293	0,22
	58	387	72	314	0,19
	59	375	62	313	0,17
	64	364	90	274	0,25
	65	366	90	276	0,25
	66	383	86	296	0,23
	71	376	94	282	0,25
	72	383	89	294	0,23
	73	386	87	300	0,22
	78	383	89	294	0,23
	79	377	97	280	0,26
	80	390	84	306	0,22
	85	392	95	298	0,24
	86	384	89	295	0,23
	87	385	84	302	0,22
	92	385	83	302	0,22
	93	381	75	305	0,20
	94	391	88	304	0,22
	99	390	97	294	0,25
	100	393	70	323	0,18
	101	374	94	280	0,25
	106	382	80	302	0,21
	Valor Máximo	393	97	314	0,26
	Valor Mínimo	344	62	265	0,17
	Valor Médio	376	85	291	0,23
	Desvio padrão	11	8	14	0,02
	Nº amostras	34	34	34	34

Tabela A.5: Leituras, valores médios das medidas de alcalinidade a bicarbonato no sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas.

		Alcalinidade a bicarbonato (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)			
	Tempo (dia)	Afluente com 24h	Afluente novo	Efluente reator UASB	Efluente
Fase de controle	1	165	213	283	282
	2	186	250	284	285
	3	220	259	316	304
	8	185	238	289	282
	10	242	265	335	326
	11	274	272	329	328
	15	272	274	339	301
	17	275	270	330	310
	19	257	265	331	339
	23	256	270	357	312
	24	217	260	334	318
	Valor Médio	232	258	321	308
	Desvio padrão	40	18	25	19
	Nº amostras	11	11	11	11
Fase com lise celular	30	263	268	345	316
	31	265	268	346	323
	32	271	266	330	337
	36	214	277	339	314
	37	258	260	350	332
	38	267	269	351	354
	43	274	273	352	325
	44	237	272	344	341
	45	254	290	357	322
	50	249	265	358	343
	51	280	281	352	361
	52	252	262	358	346
	57	228	288	355	328
	58	249	278	371	345
	59	251	277	360	354
	64	231	289	342	319
	65	275	274	347	346
	66	253	255	365	341
	71	231	293	359	333
	72	241	261	365	366
	73	279	273	368	353
	78	235	294	363	330
	79	283	281	359	359
	80	274	288	377	355
	85	236	288	370	345
	86	246	285	361	362
	87	245	296	364	363
	92	242	291	373	331
	93	275	261	363	363
	94	262	284	351	343
	99	245	283	367	344
	100	275	278	379	374
	101	269	270	359	356
	106	236	286	362	320
	Valor Médio	254	277	358	342
	Desvio padrão	18	11	11	16
	Nº amostras	34	34	34	34

Tabela A.6: Leituras, valores médios das concentrações de ácidos graxos voláteis no sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas.

	Tempo (dia)	Concentração de ácidos graxos voláteis (mgHAc.L ⁻¹)			
		Afluente com 24h	Afluente novo	Efluente Reator UASB	Efluente
Fase de Controle	1	69	50	33	23
	2	68	43	37	27
	3	74	46	36	24
	8	80	45	38	20
	10	79	52	35	23
	11	46	46	36	29
	15	43	42	27	20
	17	43	38	35	28
	19	57	58	33	25
	23	50	37	30	25
	24	78	52	32	23
	Valor Médio	62	46	34	24
	Desvio padrão	15	6	3	3
	Nº amostras	11	11	11	11
Fase com lise celular	30	59	38	31	25
	31	51	48	27	29
	32	44	45	20	25
	36	95	49	24	16
	37	49	46	34	29
	38	47	52	22	23
	43	44	41	24	20
	44	72	44	22	27
	45	57	32	26	22
	50	55	45	23	20
	51	52	46	24	20
	52	68	61	28	21
	57	69	40	29	19
	58	56	45	22	25
	59	66	41	21	23
	64	83	35	31	19
	65	51	45	26	23
	66	57	40	25	25
	71	83	53	23	26
	72	74	55	25	21
	73	51	49	26	22
	78	76	46	28	25
	79	45	50	25	25
	80	46	41	19	17
	85	83	48	31	23
	86	72	45	31	21
	87	73	42	31	21
	92	81	39	17	16
	93	64	68	25	27
	94	82	49	57	39
	99	70	56	33	25
	100	48	43	20	19
	101	49	48	20	21
	106	78	50	28	31
	Valor Médio	63	46	26	23
	Desvio padrão	14	7	7	5
	Nº amostras	34	34	34	34

Tabela A.7: Leituras, valores médios das medidas de NTK no sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas.

		Concentração de NTK (mgN-NTK/L)			
	Tempo (dia)	Afluente	Efluente reator UASB	Efluente T. Aeração	Efluente
Fase de controle	1	20	27	37	15
	2	23	23	20	15
	3	23	19	48	20
	8	19	17	38	15
	10	23	23	61	18
	11	22	19	29	19
	15	22	19	80	10
	17	25	23	55	20
	19	27	21	31	23
	23	23	23	70	20
	24	25	23	42	20
	Valor Médio	23	22	46	18
	Desvio padrão	2	3	18	4
	Nº amostras	11	11	11	11
Fase com lise celular	30	21	19	18	13
	31	22	19	18	18
	32	23	13	20	13
	36	22	21	55	20
	37	25	16	25	18
	38	23	18	16	17
	43	21	19	60	17
	44	23	19	64	18
	45	23	20	56	11
	50	23	20	55	15
	51	21	21	28	16
	52	22	22	30	26
	57	22	22	45	22
	58	24	24	37	22
	59	20	18	17	21
	64	18	19	33	17
	65	27	21	27	22
	66	25	23	30	24
	71	23	22	26	22
	72	25	22	33	18
	73	18	19	21	24
	78	21	22	45	22
	79	22	20	32	20
	80	24	22	27	22
	85	22	21	44	15
	86	23	22	41	22
	87	23	22	28	22
	92	27	23	49	17
	93	30	25	34	23
	94	26	27	32	23
	99	25	19	40	13
	100	24	22	28	23
	101	23	22	25	23
	106	24	25	28	20
	Valor Médio	23	21	34	19
	Desvio padrão	2	3	13	4
	Nº amostras	34	34	34	34

Tabela A.8: Leituras, valores médios da concentração de N-NH₃ no sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas.

	Tempo (dia)	Concentração de N-NH ₃ (mgN.L ⁻¹)			
		Efluente	Efluente reator UASB	Efluente T. Aeração	Efluente
Fase de controle	1	1	17	16	12
	2	1	16	15	15
	3	1	17	16	15
	8	1	14	13	10
	10	1	16	15	14
	11	1	16	14	15
	15	1	15	11	9
	17	1	16	11	11
	19	2	15	15	16
	23	1	18	13	11
	24	1	16	13	13
	Valor Médio	1	16	14	13
	Desvio padrão	0,3	1	2	2
	Nº amostras	11	11	11	11
Fase com lise celular	30	1	16	13	11
	31	1	16	13	13
	32	2	15	15	14
	36	2	15	14	11
	37	2	16	23	15
	38	2	15	15	16
	43	1	18	15	13
	44	1	16	13	14
	45	1	17	14	13
	50	1	16	15	11
	51	2	15	15	14
	52	2	17	15	14
	57	2	16	18	12
	58	2	16	17	14
	59	2	17	17	16
	64	1	15	15	10
	65	1	15	16	15
	66	2	17	18	15
	71	2	15	15	11
	72	2	16	16	15
	73	1	16	15	14
	78	1	15	15	12
	79	2	18	19	16
	80	3	18	16	16
	85	3	20	19	14
	86	2	17	17	18
	87	3	17	19	17
	92	3	17	17	11
	93	2	17	18	17
	94	3	20	20	17
	99	3	18	17	14
	100	2	19	18	17
	101	2	18	17	17
	106	2	18	16	13
	Valor Médio	2	17	16	14
	Desvio padrão	1	1	2	2
	Nº amostras	34	34	34	34

Tabela A.9: Leituras, valores médios da concentração de nitrito (N-NO₂⁻) no sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas.

	Tempo (dia)	Concentração de N-NO ₂ ⁻ (mgN-NO ₂ ⁻ L ⁻¹)			
		Afluente	Efluente UASB	Efluente T. Aeração	Efluente
Fase de controle	1	0,000	0,000	0,09	0,31
	2	0,029	0,010	-	-
	3	0,008	0,000	0,05	0,00
	8	0,016	0,005	0,91	-
	10	0,016	0,000	0,92	0,83
	11	0,002	0,000	0,12	0,44
	15	0,010	0,000	-	-
	17	0,000	0,000	2,45	2,48
	19	0,005	0,002	0,08	0,28
	23	0,016	0,005	3,05	3,15
	24	0,005	0,008	3,12	3,53
	Valor Médio	0,010	0,003	1,20	1,38
	Desvio padrão	0,009	0,004	1,31	1,44
	Nº amostras	11	11	9	8
Fase com lise celular	30	0,005	0,002	2,84	3,20
	31	0,045	0,005	2,35	3,18
	32	0,005	0,008	0,31	0,90
	36	0,065	0,002	2,00	2,58
	37	0,008	0,002	0,28	1,02
	38	0,054	0,008	0,44	0,49
	43	0,051	0,009	2,20	3,43
	44	0,074	0,008	1,49	2,13
	45	0,039	0,013	3,05	2,62
	50	0,013	0,002	1,76	3,14
	51	0,056	0,016	2,06	2,18
	52	0,000	0,002	0,77	1,65
	57	0,008	0,005	0,49	1,73
	58	0,039	0,022	0,62	1,29
	59	0,031	0,005	0,33	0,64
	64	0,056	0,013	0,81	1,66
	65	0,025	0,016	0,38	0,72
	66	0,054	0,013	0,10	0,38
	71	0,039	0,010	1,26	2,61
	72	0,074	0,010	0,52	1,02
	73	0,016	0,008	0,24	0,62
	78	0,094	0,013	3,86	3,97
	79	0,002	0,022	0,47	1,25
	80	0,119	0,025	0,39	0,71
	85	0,036	0,016	1,02	0,81
	86	0,008	0,010	0,56	0,88
	87	0,002	0,025	0,34	0,54
	92	0,056	0,008	0,93	1,58
	93	0,085	0,016	0,35	0,78
	94	0,005	0,008	0,17	0,27
	99	0,051	0,002	0,56	1,43
	100	0,082	0,002	0,26	0,52
	101	0,076	0,008	0,21	0,27
	106	0,099	0,065	1,34	0,44
	Valor Médio	0,043	0,012	1,02	1,49
	Desvio padrão	0,032	0,012	0,96	1,05
	Nº amostras	34	34	34	34

Tabela A.10: Leituras, valores médios das medições de N-NO_3^- no sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas.

	Tempo (dia)	Concentração de N-NO_3^- ($\text{mgN-NO}_3^- \text{L}^{-1}$)			
		Afluente	Efluente UASB	Efluente T. Aeração	Efluente
Fase de controle	1	3,4	1,2	0,9	3,1
	2	3,6	1,1	*	0,9
	3	3,9	1,4	0,9	1,3
	8	3,3	1,4	2,2	4,5
	10	3,2	1,0	*	*
	11	4,0	1,2	*	1,2
	15	4,1	1,2	3,8	6,7
	17	4,1	1,7	3,7	4,0
	19	4,0	1,5	1,2	1,8
	23	3,7	1,0	4,0	5,4
	24	4,4	1,5	4,0	4,8
	Valor Médio	3,8	1,3	2,6	3,4
	Desvio padrão	0,4	0,2	1,4	2,0
	Nº amostras	11	11	8	10
Fase com lise celular	30	517	1,3	4,5	6,6
	31	483	1,5	3,7	5,0
	32	522	1,8	1,5	2,7
	36	453	0,9	2,8	5,8
	37	509	1,2	2,8	2,8
	38	478	1,4	1,2	1,4
	43	514	1,2	3,7	6,7
	44	492	1,3	2,5	*
	45	488	1,2	4,1	4,3
	50	485	*	2,8	7,3
	51	471	*	3,2	4,2
	52	481	1,2	2,0	3,0
	57	458	*	1,4	5,2
	58	483	*	1,6	2,0
	59	448	*	0,9	*
	64	454	*	1,8	5,1
	65	511	*	*	*
	66	468	*	1,0	1,5
	71	458	1,5	2,4	5,3
	72	454	*	1,3	1,8
	73	452	1,2	1,4	1,8
	78	462	0,9	2,2	3,6
	79	446	1,2	1,5	2,4
	80	485	0,9	1,2	1,6
	85	442	0,9	1,9	4,1
	86	463	*	*	*
	87	468	*	0,8	*
	92	460	*	1,6	4,0
	93	495	*	*	*
	94	504	*	*	*
	99	463	0,9	1,6	4,4
	100	497	1,3	1,6	2,3
	101	565	*	*	*
	106	599	0,9	2,1	4,2
	Valor Médio	3,7	1,2	2,1	3,8
	Desvio padrão	0,3	0,3	1,0	1,7
	Nº amostras	33	19	29	26

Nota: * =>fora do limite da metodologia aplicada (quantidade de matéria orgânica (275nm) > 10% do valor lido de nitrato (220nm)).

Tabela A.11: Resultados do tempo de retenção celular (q_c) e da relação alimento/microrganismo (A/M) no tanque de aeração durante a fase de controle e a fase com aplicação de lise celular.

	Tempo (dia)	Tempo de retenção celular - q_c (d)	Relação alimento/microrganismo (A/M) (mgDQO.mgSSV ⁻¹ .d ⁻¹)
Fase de controle	1	1,1	2,0
	2	0,5	6,6
	3	0,8	3,4
	8	2,3	4,1
	10	1,3	1,6
	11	1,1	3,0
	15	1,8	1,5
	17	3,5	2,2
	19	1,0	5,4
	23	2,8	1,4
	24	0,1	6,2
	Valor Máximo	3,5	6,6
	Valor Mínimo	0,1	1,4
	Nº amostras	10	10
Fase com lise celular	30	1,2	1,2
	31	0,7	1,1
	32	2,1	1,7
	36	-	1,8
	37	1,6	1,1
	38	0,6	2,0
	43	0,6	1,2
	44	2,6	1,3
	45	0,9	0,8
	50	1,0	1,7
	51	0,6	1,5
	52	0,5	1,2
	57	0,6	2,1
	58	0,6	2,2
	59	0,1	-
	64	0,5	2,2
	65	0,4	3,5
	66	0,3	4,0
	71	0,9	2,1
	72	0,8	5,1
	73	1,7	1,8
	78	1,6	2,4
	79	0,5	2,3
	80	0,3	4,9
	85	0,6	2,2
	86	1,7	1,5
	87	0,5	2,2
	92	2,6	1,8
	93	0,5	3,3
	94	1,0	4,7
	99	1,2	1,5
	100	1,6	2,0
	101	0,5	3,4
	Valor Máximo	2,6	5,1
	Valor Mínimo	0,1	0,8
	Nº amostras	33	33

Tabela A.12: Leituras, valores médios da concentração de P no sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas.

		Tempo (dia)	Concentração de P (mgP.L ⁻¹)			
			Afluente	Efluente UASB	Efluente T. Aeração	Efluente
Fase de controle	Leituras	1	6,0	5,4	8,6	5,5
		2	6,2	5,9	5,9	5,6
		3	5,6	5,8	8,7	6,6
		8	5,8	3,9	7,6	5,5
		10	5,5	7,7	12,1	5,8
		11	6,4	5,9	6,8	5,4
		15	5,8	2,7	11,9	5,5
		17	5,9	6,9	8,9	5,3
		19	5,6	5,4	5,8	5,6
		23	6,1	5,5	10,6	7,8
		24	5,9	5,6	8,0	5,5
	Valor Médio	5,9	5,5	8,6	5,8	
Desvio padrão	0,3	1,3	2,2	0,8		
Nº amostras	11	11	11	11		
Fase com lise celular	Leituras	30	6,3	5,9	5,7	5,6
		31	6,3	5,4	5,7	5,2
		32	6,2	5,1	5,5	6,0
		36	5,5	5,8	9,0	5,8
		37	6,2	5,2	7,6	6,0
		38	6,0	5,0	6,4	5,5
		43	6,2	5,4	9,6	6,9
		44	6,0	5,3	9,6	6,0
		45	5,8	5,6	9,2	5,7
		50	6,4	5,8	8,6	6,4
		51	6,6	5,5	7,4	5,7
		52	6,0	5,7	6,5	5,9
		57	5,8	5,5	7,7	5,5
		58	5,7	5,3	6,8	5,3
		59	6,0	5,3	5,2	5,8
		64	6,4	5,7	7,0	5,9
		65	6,5	5,0	6,0	5,9
		66	6,1	5,2	6,9	5,7
		71	5,2	5,1	6,4	5,2
		72	5,4	5,0	5,9	5,0
		73	6,0	5,3	5,2	5,4
		78	5,6	5,3	7,0	5,6
		79	6,2	5,5	6,4	5,8
		80	6,1	5,5	5,3	5,2
		85	6,0	5,5	7,1	5,7
		86	5,7	5,8	6,5	5,9
		87	6,0	5,7	7,2	6,0
		92	5,8	5,7	8,7	5,8
		93	6,6	5,5	6,2	5,8
		94	6,3	6,1	7,1	6,2
		99	6,0	5,9	8,0	6,2
		100	6,3	5,9	6,9	6,2
		101	6,3	5,7	6,5	5,9
		106	5,8	5,6	5,9	5,5
	Valor Médio	6,0	5,5	7,0	5,8	
	Desvio padrão	0,3	0,3	1,2	0,4	
	Nº amostras	34	34	34	34	

Tabela A.13: Leituras, valores máximos e mínimos da concentração de SST no sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas.

	Tempo (dia)	Concentração de SST (mgSST.L ⁻¹)			
		Afluente	Efluente UASB	Efluente T. Aeração	Efluente
Fase de controle	1	-	148	640	92
	2	77	63	170	47
	3	56	45	347	51
	8	49	34	254	10
	10	69	19	632	57
	11	40	42	708	36
	15	56	57	501	7
	17	79	50	194	21
	19	62	63	644	18
	23	108	40	154	144
	Valor Máximo	108	148	708	144
	Valor Mínimo	40	19	154	7
	Nº amostras	9	10	10	10
Fase com lise celular	30	59	48	645	63
	31	85	62	530	106
	32	107	14	413	19
	36	38	67	452	9
	37	115	81	691	48
	38	70	54	405	92
	43	79	86	458	92
	44	58	114	534	16
	45	82	51	817	118
	50	75	14	378	48
	51	79	90	306	54
	52	80	65	461	117
	57	75	33	347	68
	58	84	22	280	67
	59	103	97	49	118
	64	75	60	319	84
	65	115	71	189	71
	66	54	49	159	108
	71	76	46	431	77
	72	59	56	126	20
	73	95	62	294	19
	78	71	88	319	20
	79	59	95	258	72
	80	54	88	213	71
	85	78	72	302	85
	86	83	65	425	18
	87	93	39	289	82
	92	44	40	388	14
	93	48	40	216	55
	94	83	21	228	20
	99	89	45	480	46
	100	59	77	281	23
	101	73	18	174	53
	106	80	28	183	18
	Valor Máximo	115	114	817	118
	Valor Mínimo	44	14	159	9
	Nº amostras	34	34	34	34

Tabela A.14: Leituras, valores máximos e mínimos da concentração de SSV no sistema combinado, desvio padrão e número de amostras analisadas.

	Tempo (dia)	Concentração de SSV (mgSSV.L ⁻¹)			
		Afluente	Efluente UASB	Efluente T. Aeração	Efluente
Fase de controle	1	-	119	547	61
	2	77	63	170	47
	3	56	45	331	56
	8	49	34	254	10
	10	69	19	632	57
	11	85	77	342	38
	15	39	41	672	37
	17	55	50	454	7
	19	71	37	157	19
	23	57	46	581	15
	24	96	34	133	134
	Valor Máximo	96	119	672	134
	Valor Mínimo	39	34	133	7
	Nº amostras	10	11	11	11
Fase com lise celular	30	517	48	645	63
	31	483	62	530	106
	32	522	14	413	19
	36	453	50	373	
	37	509	44	539	35
	38	478	48	330	72
	43	514	86	440	92
	44	492	114	507	16
	45	488	51	760	110
	50	485	14	354	45
	51	471	90	306	74
	52	481	65	461	117
	57	458	33	322	68
	58	483	18	280	67
	59	448	97	49	118
	64	454	60	319	84
	65	511	56	171	55
	66	468	37	145	83
	71	458	28	300	43
	72	454	45	106	18
	73	452	62	294	19
	78	462	88	297	20
	79	446	95	258	72
	80	485	47	120	48
	85	442	54	292	70
	86	463	55	392	24
	87	468	39	289	82
	92	460	40	401	13
	93	495	28	178	51
	94	504	15	127	16
	99	463	40	448	43
	100	497	71	278	18
	101	565	17	169	48
	106	599	25	174	18
	Valor Máximo	107	114	645	118
	Valor Mínimo	25	14	49	13
	Nº amostras	34	34	34	34

Apêndice B - Deficiências na partida do reator UASB

No desenvolvimento deste trabalho vários fatores se mostraram importantes para a partida e para a operação do reator anaeróbio de manta de lodo. Apesar de ter encontrado algumas dificuldades, cabe salientar que esse processo não requer alta tecnologia em sua operação.

Inóculo de cervejaria

As características do lodo utilizado na partida do reator são muito importantes. A primeira partida do reator anaeróbio estudado foi feita com lodo granulado proveniente de reator UASB tratando efluente de cervejaria. A partida do reator se deu rapidamente (em torno de 10 dias), porém ao atingir 30 dias o reator “azedou¹⁰”. Experiência semelhante aconteceu com outro trabalho também desenvolvido no Departamento de Hidráulica e Saneamento porém com funcionamento em batelada. Como hipóteses para explicar o ocorrido pode-se aventar a existência de algum material tóxico presente no lodo e que durante a partida foi sendo liberado ou, outra possibilidade, a ausência de algum composto no substrato sintético ao qual o lodo estava adaptado e que aos trinta dias poderia ter esgotado a reserva presente no lodo do inóculo.

A Tabela B.1 proporciona as leituras, os valores médios, o desvio padrão e o número de amostras para as quais foram medidas a DQO afluente e efluente do reator UASB com inóculo de cervejaria.

¹⁰ Predominância no reator de bactérias produtoras de ácidos devido os baixos valores de pH, acarretando em instabilidade do mesmo devido a sensibilidade das bactérias produtoras de metano em ambiente ácido.

Tabela B.1: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras (bruta e filtrada) da DQO do afluente e do efluente do reator UASB com inóculo de cervejaria.

Demanda química de oxigênio ($\text{mgO}_2\text{L}^{-1}$)					
	Tempo (dia)	Amostra bruta do Afluente	Amostra filtrada do Afluente	Amostra bruta do Efluente	Amostra filtrada do Efluente
Leituras	1	529	395	173	127
	2	785	368	151	133
	6	470	371	113	87
	8	597	413	129	97
	9	536	379	116	94
	10	581	429	150	96
	13	800	413	129	79
	14	687	360	100	67
	15	800	546	98	69
	16	909	577	115	73
	17	1066	655	129	73
	20	545	349	103	70
	22	443	302	120	74
	23	453	349	108	74
	27	369	254	130	77
	28	516	299	119	79
	29	347	280	90	56
	30	356	310	106	76
	31	333	272	118	78
	34	376	347	206	186
	35	441	356	233	202
	36	362	288	249	217
	37	352	305	310	259
Valor Médio		550	375	143	106
Desvio Padrão		203	100	56	56
Número de amostras		23	23	23	23

Na Figura B.1 são apresentados os resultados da eficiência de remoção da DQO obtidos empregando como inóculo o lodo de cervejaria. Nota-se claramente alteração no comportamento do reator após 30 dias de operação.

Figura B.1: Resultados da eficiência de remoção de DQO durante partida do reator UASB, usando inóculo de cervejaria.

Percebe-se na Figura B.2, construída a partir das medidas apresentadas na Tabela B.2, aumento na concentração de ácidos graxos voláteis no reator UASB após um mês de operação indicando a desestabilização do sistema.

Figura B.2: Resultados das medições de ácidos graxos voláteis durante partida do reator UASB com inóculo de cervejaria.

Tabela B.2: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras das medidas da alcalinidade parcial (AP), alcalinidade total (AT), alcalinidade a bicarbonato (AB) e ácidos graxos voláteis (AGV) do afluente e do efluente do reator UASB com inóculo de cervejaria.

Alcalinidade (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)									
Concentração de ácidos graxos voláteis (mgHAc.l ⁻¹)									
Tempo (dia)	Afluente UASB				Efluente UASB				
	AP	AT	AB	AGV	AP	AT	AB	AGV	
Leituras	1	113	155	137	25	197	253	243	14
	5	89	144	111	46	183	231	221	15
	7	53	114	71	61	201	256	245	16
	8	77	132	96	51	189	246	235	15
	19	95	144	114	41	191	250	241	13
	22	91	138	121	24	176	237	229	11
	26	129	172	145	38	193	243	231	17
	27	105	153	123	42	202	247	234	18
	29	100	150	118	45	181	231	212	28
	33	85	149	119	43	129	209	164	62
	33	78	121	96	36	106	179	137	58
	34	181	256	223	47	168	275	210	92
	34	351	457	434	32	192	306	242	90
	35	335	432	404	39	319	471	401	99
	36	333	433	391	60	328	471	399	102
Valor Médio	148	210	180	42	197	274	243	43	
Desvio Padrão	103	124	123	11	58	85	70	36	
Número de	15	15	15	15	15	15	15	15	

As leituras da composição de gás obtidas no reator UASB com inóculo de cervejaria são mostradas na Tabela B.3.

Tabela B.3: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras da composição de gases no reator UASB com inóculo de cervejaria.

	Tempo	% em Área			Composição de gases (mMol.ml ⁻¹)		
	(dia)	Nitrogênio	Metano	CO ₂	Nitrogênio	Metano	CO ₂
Leituras	9	15	76	8	0,0077	0,3879	0,0049
	29	28	66	6	0,0154	0,3686	0,0036
	32	30	62	8	0,0161	0,3325	0,0045
	34	36	55	8	0,0194	0,2994	0,0047
	35	40	53	7	0,0200	0,2674	0,0039
	36	35	57	8	0,0192	0,3148	0,0044
Valor Médio		30	62	8	0,0163	0,0163	0,3284
Desvio Padrão		8,8	8,5	0,8	0,0046	0,0046	0,0445
Número amostras		6	6	6	6	6	6

Análises de microscopia óptica da amostra do lodo anaeróbio após a falência do reator UASB revelaram que os microrganismos presentes se apresentavam com

formas esporoladas (Figura B.3), confirmando dessa forma que a operação do reator UASB foi prejudicada pelo inóculo utilizado, devendo este conter algum material tóxico ou necessitar de adição de algum componente ao substrato.

a) Arquea semelhante a *methanosaeta*, morfologias de cocos e bacilos esporolados em contraste de fase – aumento 1000x

Figura B.3: Fotografias produto da análise de microscopia óptica do lodo anaeróbio após 30 dias em operação no reator UASB.

Inóculo de reator anaeróbio em batelada

A experiência de realizar a partida do reator UASB (fluxo contínuo) com lodo granulado e floculento procedente de um reator anaeróbio operado em batelada no laboratório de Processos Biológicos do Departamento de Hidráulica e Saneamento não foi satisfatória. Durante a partida ocorreu deslocamento da manta de lodo, quando a vazão empregada era inferior àquela que seria usada na pesquisa, desse modo, o lodo não pôde ser utilizado na pesquisa pois o mesmo seria arrastado do reator.

Na Tabela B.4 são apresentadas as medidas da DQO, os valores médios e o desvio padrão obtidos durante a partida do reator UASB empregando lodo anaeróbio de reator operado em batelada.

Tabela B.4: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras (bruta e filtrada) da DQO do afluente e do efluente do reator UASB com inóculo de reator anaeróbico em batelada.

Demanda química de oxigênio ($\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$)					
	Tempo (dia)	Amostra bruta do Afluente	Amostra filtrada do Afluente	Amostra bruta do Efluente	Amostra filtrada do Efluente
Leituras	1	444	343	121	106
	2	489	369	170	156
	3	469	361	198	184
Valor Médio		467	358	163	149
Desvio Padrão		22	13	39	39
Número de amostras		3	3	3	3

As medidas de alcalinidade e as concentrações de ácidos graxos voláteis do afluente e efluente do reator UASB com inóculo de reator anaeróbico em batelada, bem como os valores médios e o desvio padrão são mostrados na Tabela B.5.

Tabela B.5: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras da alcalinidade parcial (AP), alcalinidade total (AT), alcalinidade a bicarbonato (AB) e concentração de ácidos graxos voláteis (AGV) do afluente e do efluente do reator UASB com inóculo de reator anaeróbico em batelada.

Alcalinidade ($\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$)									
Concentração de ácidos graxos voláteis ($\text{mgHAc}.\text{L}^{-1}$)									
	Tempo (dia)	Afluente reator UASB				Efluente reator UASB			
		AP	AT	AB	AGV	AP	AT	AB	AGV
Leituras	1	86	132	103	40	151	207	178	40
	2	92	141	110	43	130	205	172	46
	3	90	138	98	56	132	211	170	58
Valor Médio		90	137	104	47	138	207	173	48
Desvio Padrão		2,9	4,6	5,6	8,7	11,4	3,2	4,4	9,1
Número amostras		3	3	3	3	3	3	3	3

Na Tabela B.6 encontram-se as medidas da composição de gás no reator UASB, os valores médios e o desvio padrão durante a partida com lodo de reator anaeróbico em batelada.

Tabela B.6: Leituras, valores médios (M), desvio padrão (DP) e número de amostras da composição de gases no reator UASB com inóculo de reator anaeróbio em batelada.

	Tempo (dia)	% Área			Composição de gases (mMol.ml ⁻¹)		
		Nitrogênio	Metano	CO ₂	Nitrogênio	Metano	CO ₂
Leituras	1	45	50	5	0,2086	0,0231	0,0025
	2	64	33	3	0,3282	0,0169	0,0019
	3	52	41	4	0,2519	0,0197	0,0021
Valor Médio		54	41	4	0,2629	0,02629	0,00199
Desvio Padrão		9,4	8,6	0,9	0,0606	0,0606	0,0031
Número amostras		3	3	3	3	3	3

Inóculo de abatedouro de aves

O lodo originário de abatedouro da avícola Dakar da cidade de Tietê/SP se mostrou muito eficiente para a partida do reator anaeróbio (reator UASB).

Entretanto três características devem ser destacadas para que o mesmo tenha bom desempenho durante a partida e operação desse reator: ausência de microrganismos no substrato, condições de armazenamento do lodo e relação entre alcalinidade a bicarbonato e DQO.

Ausência de microrganismos no substrato

O substrato sintético simulando esgoto sanitário embora represente bem o que é encontrado no esgoto real não possui a fração biológica que está incorporada à situação real. Esse fato implica em menor produção de lodo anaeróbio dentro do reator. No decorrer da operação do reator UASB existe desprendimento de lodo quando o mesmo não está mais ativo. O crescimento dos microrganismos dentro do reator deve ser pelo menos igual ao que está sendo perdido para não ocorrer um aumento na carga orgânica aplicada ao lodo e o reator perder eficiência ou até mesmo causar um desequilíbrio biológico e o reator vir à falência.

A partida do reator UASB empregando lodo de abatedouro de aves deu-se em curto período, em torno de 15 dias. A Figura B.4 mostra que a eficiência de remoção de DQO no reator não apresentou oscilações. Contudo, foram feitas alterações na manta de lodo com retirada de biomassa visando abaixar a eficiência do mesmo, pois como no trabalho proposto havia um segundo reator que receberia uma carga orgânica muito baixa, que dificultaria sua operação, decidiu-se alterar a carga orgânica aplicada ao lodo de $0,17 \text{ gDQO.g}^{-1}\text{SSV.d}^{-1}$ para $0,24 \text{ gDQO.g}^{-1}\text{SSV.d}^{-1}$.

Com o desprendimento de grânulos inativos e pequeno crescimento de microrganismo, a carga aplicada ao lodo chegou a atingir $0,3 \text{ gDQO.g}^{-1}\text{SSV.d}^{-1}$, fato esse que desestabilizou o reator e praticamente acabou com a manta de lodo nele existente. Na literatura encontrou-se menção de aplicação da carga biológica, durante o regime permanente, dependendo do tipo de efluente a ser tratado de até $2,0 \text{ gDQO.g}^{-1}\text{SSV.d}^{-1}$.

O reator UASB teve sua eficiência reduzida para 50% (Figura B.4) e apresentou elevada concentração de ácidos no efluente do mesmo (Figura B.5). Os valores medidos da DQO e a concentração de ácidos graxos voláteis são apresentados nas Tabelas B.7 e B.8, respectivamente.

Figura B.4: Resultados da eficiência de remoção da DQO durante partida e operação do reator UASB utilizando inóculo de abatedouro de aves e substrato sintético.

Tabela B.7: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras (bruta e filtrada) da DQO do afluente e do efluente do reator UASB com inóculo de abatedouro de aves.

Demanda química de oxigênio ($\text{mgO}_2\text{.l}^{-1}$)					
	Tempo (dia)	Amostra bruta Afluente	Amostra filtrada Afluente	Amostra bruta Efluente	Amostra filtrada Efluente
Leituras	1	490	368	59	44
	2	484	369	60	50
	5	533	402	71	60
	6	482	378	74	56
	7	489	378	83	62
	10	453	351	127	83
	12	438	367	82	64
	13	477	372	88	62
	14	477	366	102	68
	15	482	383	95	68
	16	453	363	92	66
	19	469	382	97	69
	20	452	371	111	69
	21	449	370	103	68
	22	454	365	97	66
	23	476	379	124	76
	26	469	374	88	71
	28	462	359	98	67
	29	468	372	119	67
	30	449	359	90	66
	33	434	361	89	63
	35	464	364	99	72
	37	450	379	101	67
	40	447	370	108	64
	42	454	361	89	60
	44	451	355	93	59
	47	542	407	99	78
	49	470	366	94	66
	51	468	370	122	78
	54	466	367	103	66
	56	436	350	92	62
	57	461	375	77	61
	57	432	380	73	55
	61	453	378	76	62
	63	461	367	78	61
	65	484	370	94	52
	68	474	366	92	66
	70	500	375	84	57
	72	514	382	90	64
	75	459	367	80	53
	82	510	369	83	49
	84	516	355	83	52
	89	459	345	83	58
	91	450	360	76	57
	96	429	345	88	59
	100	461	409	91	62
	103	465	418	94	69
	105	533	446	94	84
	110	420	371	81	64
	114	458	367	92	71

Demanda química de oxigênio ($\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$)				
Tempo (dia)	Amostra bruta Afluente	Amostra filtrada Afluente	Amostra bruta Efluente	Amostra filtrada Efluente
117	454	367	84	67
119	447	358	83	67
124	465	375	102	75
126	508	406	101	79
131	450	360	117	91
133	430	352	114	96
138	460	347	106	87
141	458	369	138	116
145	445	340	97	61
147	435	355	78	53
152	466	373	93	64
161	431	321	80	57
167	430	325	61	57
169	469	353	90	59
170	416	273	100	60
173	413	271	97	59
175	418	258	107	58
180	419	328	94	60
182	424	303	100	53
187	440	343	97	70
189	465	327	105	75
191	517	350	110	95
194	430	331	129	104
198	413	335	100	69
201	395	332	96	74
203	402	279	112	77
204	625	291	134	104
208	411	285	132	100
215	361	295	102	77
222	545	297	149	101
223	438	286	116	76
230	426	338	144	118
232	457	318	126	103
244	405	273	100	85
245	362	270	113	83
252	446	346	124	98
253	433	326	123	93
303	301	232	111	92
306	418	315	243	209
Valor Médio	456	351	100	72
Desvio Padrão	42	38	24	21
Número amostras	89	89	89	89

Tabela B.8: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras da alcalinidade parcial (AP), alcalinidade total (AT), alcalinidade a bicarbonato (AB) e da concentração de ácidos graxos voláteis (AGV) do afluente e do efluente do reator UASB com inóculo de abatedouro de aves.

	Tempo (dia)	Alcalinidade (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)				Concentração de ácidos graxos voláteis (mgHAc.l ⁻¹)			
		Afluente				Efluente			
		AP	AT	AB	AGV	AP	AT	AB	AGV
Leituras	1	106	153	127	37	261	331	317	19
	2	97	148	126	31	259	330	323	9
	5	102	149	118	43	210	269	252	24
	6	102	151	121	42	201	262	252	14
	7	98	144	117	38	188	247	235	16
	8	94	140	114	36	190	246	232	20
	9	90	132	99	47	180	235	224	15
	12	102	150	127	32	199	258	246	17
	13	85	136	104	44	189	253	238	21
	14	87	143	117	36	179	244	226	25
	15	85	140	117	32	170	241	231	13
	16	89	143	106	52	180	246	225	30
	19	98	147	119	40	179	242	224	24
	20	92	141	110	43	200	256	233	33
	21	91	144	114	43	176	241	228	17
	22	89	142	113	41	189	255	241	20
	23	95	141	113	40	168	236	225	15
	26	109	160	139	29	188	247	228	27
	28	96	143	112	44	195	248	233	21
	30	87	144	118	37	181	234	225	12
	33	90	140	112	39	174	239	220	26
	35	95	143	110	47	183	238	226	17
	37	85	138	104	48	184	248	234	20
	40	97	149	113	50	194	252	238	20
	42	95	146	114	46	186	248	239	13
	44	87	138	99	55	189	253	225	40
	47	108	156	124	45	174	228	220	12
	49	87	137	107	42	160	220	211	13
	51	85	132	100	45	178	226	216	14
	54	81	135	103	45	170	230	216	20
	56	77	127	93	48	162	225	214	15
	57	108	149	130	27	156	217	205	16
	58	109	155	136	27	181	230	215	22
	61	104	151	124	38	157	220	205	21
	63	100	144	123	30	157	218	200	24
	65	97	141	115	36	170	219	198	29
	68	99	142	120	31	162	213	204	13
	70	106	147	128	26	155	214	199	21
	72	98	145	128	24	142	210	201	13
	75	105	146	123	33	178	234	225	14
	82	110	150	126	34	173	226	212	20
	84	92	138	110	39	166	221	211	14
	89	81	133	100	47	166	224	208	22
	91	97	140	109	44	193	227	212	21
	96	85	135	99	51	163	222	206	22
	98	86	136	100	51	169	226	216	14
	100	90	139	104	50	164	233	222	16
	103	83	114	102	16	208	229	219	14
	105	108	151	126	35	153	211	191	28

Alcalinidade (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)								
Concentração de ácidos graxos voláteis (mgHAc.l ⁻¹)								
Tempo (dia)	Afluente				Efluente			
	AP	AT	AB	AGV	AP	AT	AB	AGV
110	87	121	104	24	161	161	149	17
114	79	109	93	23	170	215	202	18
117	66	104	85	27	148	226	213	19
119	73	105	91	20	185	219	211	10
124	148	118	102	23	174	226	209	25
126	77	115	92	32	170	224	213	16
131	80	112	85	38	181	224	201	31
133	102	148	116	45	161	210	187	32
138	89	140	108	44	164	225	209	22
141	97	145	116	41	154	212	185	37
145	97	146	110	51	171	225	211	18
147	87	143	113	42	145	225	209	22
152	111	156	131	35	165	221	202	26
161	90	145	110	50	159	236	221	22
169	99	151	127	34	158	225	212	18
170	110	155	134	30	185	223	210	17
173	90	135	102	47	165	235	225	14
175	96	144	121	32	158	220	208	17
180	76	127	95	45	139	213	197	23
182	68	120	83	52	142	215	189	36
187	101	148	117	43	159	218	194	34
189	104	142	107	50	162	217	192	35
191	101	144	111	47	163	223	197	36
194	77	127	91	51	151	213	187	37
198	93	139	106	47	159	215	189	36
201	78	131	96	50	159	216	197	27
203	114	156	128	39	180	232	214	25
204	125	158	137	29	148	205	186	27
208	93	141	115	36	158	213	194	27
215	97	147	116	43	155	203	185	26
222	107	153	122	44	156	210	188	31
223	101	146	112	48	158	209	190	27
230	94	141	102	55	185	239	207	45
232	84	135	86	69	158	210	173	52
244	108	149	121	39	163	210	183	38
245	103	144	107	52	155	211	187	34
252	94	133	96	52	157	209	177	45
253	74	120	75	64	181	230	199	43
303	119	154	129	35	150	182	134	67
Valor Médio	95	140	111	40	172	229	212	24
Desvio Padrão	13	12	14	10	21	23	26	10
Número amostras	88	88	88	88	88	88	88	88

Por meio da Figura B.5, que mostra os resultados da concentração de ácidos graxos voláteis, verifica-se alterações no efluente do reator UASB. Apesar desses valores mostrarem aumento na concentração de ácidos no reator, esses não se encontram na faixa considerada crítica para o sistema ($> 200 \text{ mgHAc.l}^{-1}$).

Em análise realizada por cromatografia a concentração dos ácidos graxos voláteis presentes no reator no 303º dia foi de 46,2 mg. l^{-1} de ácido acético, 23,8 mg. l^{-1} de ácido propiônico, 0,06 mg. l^{-1} de ácido isobutírico, 0,94 mg. l^{-1} de ácido butírico, 0,12 mg. l^{-1} de ácido isovalérico e 0,029 mg. l^{-1} de ácido valérico. O resultado dessa análise indica características de reator acidogênico, o que provavelmente interferiu no desenvolvimento das bactérias metanogênicas. No 303º dia de operação a porcentagem em área de metano era somente de 2% enquanto no restante do período monitorado esse valor era em média de 71%.

Figura B.5: Resultados da concentração de ácidos graxos voláteis durante partida e operação do reator UASB utilizando inóculo de abatedouro de aves e substrato sintético.

Os dados da composição de gás obtidos durante a partida e operação do reator UASB nessa fase em que se verificou pequeno crescimento de biomassa no reator são apresentados na Tabela B.9.

Tabela B.9: Leituras, valores médios (M), desvio padrão (DP) e número de amostras da composição de gases no reator UASB com inóculo de abatedouro de aves.

	Tempo (dia)	% Área			Composição de gases (mMol.ml ⁻¹)		
		Nitrogênio	Metano	CO ₂	Nitrogênio	Metano	CO ₂
Leituras	1	32	65	3	0,0179	0,0361	0,0018
	2	34	62	3	0,0195	0,0352	0,0020
	5	28	66	5	0,0139	0,0323	0,0027
	6	26	68	6	0,0120	0,0316	0,0029
	7	21	70	7	0,0094	0,0304	0,0033
	8	23	70	6	0,0103	0,0309	0,0030
	9	23	69	8	0,0098	0,0293	0,0035
	10	19	72	8	0,0094	0,0343	0,0040
	12	20	71	9	0,0097	0,0345	0,0044
	13	18	74	8	0,0079	0,0324	0,0036
	14	18	75	6	0,0117	0,0479	0,0043
	16	18	72	9	0,0075	0,0295	0,0036
	19	17	74	9	0,0100	0,0440	0,0055
	21	19	71	9	0,0091	0,0210	0,0060
	22	21	71	9	0,0116	0,0396	0,0060
	23	26	66	7	0,0117	0,0295	0,0034
	28	20	75	5	0,0145	0,0544	0,0022
	29	17	77	6	0,0087	0,0392	0,0034
	30	25	69	7	0,0092	0,0253	0,0028
	35	17	79	4	0,0252	0,1183	0,0060
	37	15	73	12	0,0090	0,0442	0,0075
	47	18	73	8	0,0109	0,0438	0,0052
	49	18	73	9	0,0085	0,0327	0,0042
	54	16	75	8	0,0106	0,0485	0,0054
	56	20	73	8	0,0097	0,0354	0,0038
	58	18	73	8	0,0093	0,0367	0,0044
	61	22	70	8	0,0101	0,0315	0,0040
	63	20	72	9	0,0096	0,0348	0,0044
	68	21	70	8	0,0121	0,0407	0,0051
	70	22	70	8	0,0098	0,0309	0,0036
	72	17	73	9	0,0077	0,0316	0,0042
	75	21	74	5	0,0163	0,0565	0,0043
	82	18	72	9	0,0096	0,0372	0,0049
	84	22	70	7	0,0114	0,0353	0,0038
	91	16	75	9	0,0091	0,0415	0,0050
	96	16	74	10	0,0091	0,0400	0,0056
	100	23	69	8	0,0096	0,0281	0,0032
	105	18	74	8	0,0092	0,0361	0,0042
	113	19	72	9	0,0113	0,0429	0,0055
	117	22	69	9	0,0120	0,0372	0,0048
	119	22	71	7	0,0129	0,0421	0,0043
	124	21	70	9	0,0132	0,0438	0,0056

Tempo (dia)	% Área			Composição de gases (mMol.ml ⁻¹)		
	Nitrogênio	Metano	CO ₂	Nitrogênio	Metano	CO ₂
126	23	69	8	0,0124	0,0373	0,0045
131	25	68	7	0,0145	0,0378	0,0050
169	18	74	7	0,0108	0,0397	0,0051
173	17	75	9	0,0138	0,0370	0,0051
175	20	73	7	0,0108	0,0356	0,0044
180	18	71	11	0,0096	0,0345	0,0061
183	20	71	9	0,0108	0,0359	0,0055
187	19	73	8	0,0124	0,0451	0,0061
189	26	68	6	0,0158	0,0389	0,0043
191	23	69	8	0,0142	0,0398	0,0055
194	20	72	8	0,0123	0,0412	0,0055
198	19	76	5	0,0178	0,0660	0,0053
201	23	71	6	0,0176	0,0530	0,0054
203	19	71	10	0,0101	0,0336	0,0058
204	23	70	6	0,0133	0,0385	0,0045
208	22	71	7	0,0121	0,0367	0,0050
215	21	73	6	0,0135	0,0438	0,0049
230	21	70	9	0,0099	0,0311	0,0051
232	24	69	7	0,0102	0,0271	0,0037
244	26	68	6	0,0127	0,0311	0,0037
245	22	72	6	0,0114	0,0337	0,0040
252	20	73	6	0,0110	0,0369	0,0044
253	23	70	7	0,0105	0,0291	0,0042
303	31	58	10	0,0159	0,0286	0,0059
306	98	2	0	0,0437	0,0022	0,0000
Valor Médio	22	70	7	0,0122	0,0122	0,0379
Desvio Padrão	10	9	2	0,0050	0,0050	0,0132
Número amostras	67	67	67	67	67	67

Condições de armazenamento do inóculo

Outro fator importante presenciado no desenvolvimento desse trabalho são as condições de armazenamento do inóculo. O mesmo deverá ser acondicionado em câmara refrigerada a temperatura constante de aproximadamente 5°C para garantir suas propriedades quando esse for utilizado como inóculo de um reator.

Os resultados obtidos das análises da DQO, alcalinidade, concentração de ácidos voláteis e composição de gás durante a partida do reator UASB com lodo de

Demanda química de oxigênio (mgO ₂ .l ⁻¹)					
	Tempo (dia)	Amostra bruta do fluente	Amostra filtrada do afluente	Amostra bruta do efluente	Amostra filtrada do efluente
Leituras	1	838	768	125	92
	2	787	630	86	75
	3	878	696	132	120
	4	960	720	153	118
	5	929	697	193	166
	8	991	751	231	228
Valor Médio		897	710	153	133
Desvio Padrão		77	49	52	56
Número amostras		6	6	6	6

[illegible]

Tabela B.12: Leituras, valores médios (M), desvio padrão (DP) e número de amostras da composição de gases no reator UASB com inóculo de abatedouro de aves.

	Tempo (dia)	% Área			Composição de gases (mMol.ml ⁻¹)		
		Nitrogênio	CH ₄	CO ₂	Nitrogênio	CH ₄	CO ₂
Leituras	1	99	1	0	0,0558	0,0015	0,0012
	3	87	12	1	0,0447	0,0072	0,0017
	7	75	22	3	0,0301	0,0097	0,0022
Valor Médio		87	11	1	0,0436	0,0436	0,0061
Desvio Padrão		12	11	1	0,0129	0,0129	0,0042
Número amostras		3	3	3	3	3	3

Relação entre alcalinidade a bicarbonato e DQO

O terceiro fator verificado no decorrer da pesquisa foi à importância da relação entre alcalinidade a bicarbonato/DQO. Essa verificação foi constatada quando se tentou dar a partida no reator UASB usando como inóculo o lodo de abatedouro de aves, com concentração de substrato sintético igual a 1000 mgO₂.l⁻¹, obtido a partir do uso do dobro da concentração dos componentes utilizados para a formulação anterior, 500 mgO₂.l⁻¹.

As cargas orgânicas volumétricas e aplicadas ao lodo (carga biológica) durante a partida do reator UASB com DQO igual a 1000 mgO₂.l⁻¹ são mostradas na Tabela B.13. O lodo empregado como inóculo apresentava 60,35g.l⁻¹ de sólidos suspensos totais.

Tabela B.13: Valores das cargas orgânicas volumétricas (COV) e aplicadas ao lodo (COA_l) durante a partida do reator UASB com concentração de 1000 mgO₂.l⁻¹.

vazão (l.d ⁻¹)	COV(gO ₂ .l ⁻¹ .d ⁻¹)	COA _l (gO ₂ .g ⁻¹ SSV.d ⁻¹)
7,44	0,7	0,04
15,84	1,5	0,08
24,00	2,3	0,12
30,00	2,9	0,16

A literatura recomenda para a partida do reator UASB carga orgânica aplicada ao lodo na faixa de 0,05 gO₂.g⁻¹SSV.d⁻¹ a 0,5 gO₂.g⁻¹SSV.d⁻¹. Desse modo a

carga aplicada está dentro do recomendado e portanto a não ocorrência da partida não está a ela relacionada.

Conforme pode ser observado na Figura B.6, a eficiência de remoção de DQO no 29º dia era somente de 50%. Contudo nesse momento poderiam ser descartadas as hipóteses de lodo com baixa atividade e do efeito da temperatura, o que sugeriu que a dificuldade de partida do reator poderia estar relacionada à quantidade de bicarbonato de sódio adicionada ao substrato sintético.

No 30º dia do experimento reduziu-se a concentração do substrato sintético para $500 \text{ mgO}_2.l^{-1}$. Como o sistema estava reagindo lentamente, resolveu-se aos 33 dias aumentar a dosagem de bicarbonato de sódio no substrato de $0,2 \text{ g.l}^{-1}$ para $0,3 \text{ g.l}^{-1}$, aos 37 dias aumentou-se essa dosagem para $0,45 \text{ g.l}^{-1}$ e aos 45 dias empregou-se $0,5 \text{ g.l}^{-1}$ de bicarbonato de sódio. Os resultados mostraram que com a relação alcalinidade a bicarbonato/DQO igual a 0,5 o reator manteve-se estável até a conclusão do experimento. A relação alcalinidade a bicarbonato/DQO mostrou ser o fator limitante na partida do reator UASB.

O aumento na quantidade de bicarbonato de sódio que era adicionada no substrato proporcionou aumento na eficiência de remoção de DQO e o reator atingiu estabilidade conforme pode ser verificado na Figura B.6.

Figura B.6: Resultados da eficiência de remoção de DQO durante a partida do reator UASB usando inóculo de abatedouro de aves.

Quando se alterou a concentração do substrato afluente de $500 \text{ mgO}_2.\text{l}^{-1}$ para $1000 \text{ mgO}_2.\text{l}^{-1}$, todos os constituintes do substrato sintético tiveram suas concentrações dobradas, no entanto ao multiplicar por dois a concentração de bicarbonato de sódio no substrato a alcalinidade a bicarbonato afluente não aumentou na mesma proporção. Esse fato se deve ao comportamento não linear apresentado pela alcalinidade, pois a mesma é obtida descontando-se da alcalinidade total a fração correspondente à alcalinidade de ácidos voláteis (FORESTI, 1994), desse modo elevadas concentrações de ácidos no sistema diminuem a concentração de alcalinidade.

Por meio da Tabela B.14 e Figura B.7, verifica-se a diminuição da relação alcalinidade a bicarbonato/DQO de 0,25 em média para 0,15 se comparado o substrato com $500 \text{ mgO}_2.\text{l}^{-1}$ e o substrato com concentração alterada.

Tabela B.14: Valores afluentes ao reator UASB da DQO, da alcalinidade a bicarbonato e relação alcalinidade a bicarbonato/DQO durante partida do reator empregando lodo de abatedouro de aves.

DQO ($\text{mgDQO}.\text{l}^{-1}$)	Alcalinidade a bicarbonato ($\text{mgCaCO}_3.\text{l}^{-1}$)	AB/DQO	DQO ($\text{mgDQO}.\text{l}^{-1}$)	Alcalinidade a bicarbonato ($\text{mgCaCO}_3.\text{l}^{-1}$)	AB/DQO
1047	468	0,24	989	274	0,19
1051	444	0,21	603	174	0,20
1050	402	0,20	533	167	0,22
1060	420	0,20	537	173	0,23
1028	413	0,21	528	225	0,32
795	361	0,27	506	228	0,34
1027	380	0,21	534	277	0,47
1039	363	0,30	545	308	0,45
1051	360	0,21	552	309	0,46
961	324	0,21	468	283	0,46
1057	317	0,19	522	284	0,48
1121	318	0,19	496	316	0,52
1084	330	0,20	467	289	0,51
1050	312	0,18	477	335	0,56
1016	280	0,19	524	329	0,52
967	295	0,15	509	339	0,54
1096	278	0,18

Figura B.7: Relação alcalinidade a bicarbonato/DQO no reator UASB durante a partida com inóculo de abatedouro de aves.

Ao trabalhar com relação alcalinidade a bicarbonato/DQO inferior a 0,25 não houve alcalinidade no sistema suficiente para neutralizar os ácidos formados na síntese microbiana realizada pelas bactérias acidogênicas e com isso ocorreram alterações nas condições do meio provocando diminuição da atividade metanogênica.

O aumento da relação AB/DQO para 0,5 permitiu diminuição e estabilidade na concentração de ácidos graxos voláteis no efluente (Figura B.8). A composição de gases no reator UASB também se manteve mais estável.

Figura B.8: Resultados das medidas de ácidos graxos voláteis na partida do reator UASB empregando inóculo de abatedouro de aves.

Nas Tabelas B.15, B.16 e B.17 são apresentadas medidas de DQO, alcalinidade, concentração de ácidos graxos voláteis e composição de gás no reator UASB, os valores médios das leituras e o desvio padrão.

Tabela B.15: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras (bruta e filtrada) da DQO do afluente e do efluente do reator UASB com inóculo de abatedouro de aves.

Demanda química de oxigênio ($\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$)					
	Tempo (dia)	Amostra bruta do Afluente	Amostra filtrada do Afluente	Amostra bruta do Efluente	Amostra filtrada do Efluente
Leituras	1	1047	840	85	74
	2	1051	848	72	53
	3	1050	832	87	58
	4	1060	803	96	79
	5	1028	783	96	76
	8	795	597	121	98
	9	1027	839	207	171
	11	1039	813	199	158
	12	1051	831	239	205
	15	961	801	290	246
	16	1057	837	303	261
	17	1121	869	339	299
	18	1084	833	340	287
	19	1050	825	368	318
	22	1016	788	410	355
	23	967	758	399	347
	24	1096	832	459	399
	29	989	783	504	460
	31	603	443	254	215
	32	533	406	219	186
	33	537	420	216	181
	36	528	415	192	173
	37	506	388	184	156
	38	534	411	189	154
	39	545	413	179	149
	40	552	425	163	130
	43	468	373	162	121
	44	522	404	166	128
	45	496	382	166	122
	50	467	382	152	107
	52	477	400	148	109
	53	524	419	149	106
	57	509	434	144	103
Valor Médio		797	625	221	184
Desvio Padrão		263	206	113	104
Número amostras		33	33	33	33

Tabela B.16: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras da alcalinidade parcial (AP), alcalinidade total (AT), alcalinidade a bicarbonato (AB) e da concentração de ácidos graxos voláteis (AGV) do afluente e do efluente do reator UASB com inóculo de abatedouro de aves.

[illegible]

Tabela B.17: Leituras, valores médios, desvio padrão e número de amostras da composição de gases no reator UASB com inóculo de abatedouro de aves.

	Tempo (dia)	% Área			Composição de gases (mMol.ml ⁻¹)		
		Nitrogênio	CH ₄	CO ₂	Nitrogênio	CH ₄	CO ₂
Leituras	1	14	75	11	0,0074	0,0346	0,0062
	2	10	76	14	0,0054	0,0330	0,0070
	3	11	75	15	0,0068	0,0401	0,0088
	4	11	75	14	0,0067	0,0372	0,0078
	5	10	74	16	0,0053	0,0317	0,0080
	8	11	72	17	0,0059	0,0327	0,0087
	9	15	70	16	0,0077	0,0319	0,0081
	11	14	75	11	0,0095	0,0460	0,0078
	12	8	83	9	0,0073	0,0645	0,0078
	15	10	80	9	0,0069	0,0456	0,0065
	16	16	71	13	0,0085	0,0329	0,0068
	17	14	71	14	0,0072	0,0306	0,0072
	18	15	70	15	0,0101	0,0414	0,0099
	19	15	74	11	0,0098	0,0439	0,0073
	31	21	71	8	0,0134	0,0419	0,0059
	32	25	63	11	0,0122	0,0290	0,0060
	33	24	70	6	0,0183	0,0515	0,0058
	37	27	66	7	0,0154	0,0362	0,0048
	38	23	67	9	0,0136	0,0371	0,0063
	39	26	68	6	0,0156	0,0391	0,0047
	40	18	73	8	0,0120	0,0436	0,0060
	43	16	76	7	0,0127	0,0558	0,0066
	44	19	73	8	0,0119	0,0410	0,0056
	45	18	73	8	0,0123	0,0455	0,0061
	50	27	67	7	0,0120	0,0281	0,0039
	52	18	74	7	0,0123	0,0454	0,0057
	53	17	74	9	0,0101	0,0407	0,0060
	57	18	74	8	0,0109	0,0415	0,0053
Valor Médio		17	72	10	0,0103	0,0401	0,0067
Desvio Padrão		6	4	3	0,0034	0,0083	0,0014
Número amostras		28	28	28	28	28	28

Apêndice C - Deficiências de operação do reator de lodos ativados

A operação do reator de lodos ativados foi realizada com elevado grau de dificuldade. Esse fato se deu principalmente pela perda de biomassa através do sedimentador. Em estudo desenvolvido por Silva (1993), a pesquisadora menciona ter encontrado problemas na operação do sistema de tratamento combinado (reator UASB seguido de lodos ativados) devido o crescimento excessivo de bactérias filamentosas. No entanto em outro trabalho realizado por Freire et al. (1999), os autores relatam o aparecimento esporádico de bactérias filamentosas quando o processo de lodos ativados recebia efluente do reator UASB e frequência no surgimento dessas bactérias quando o tanque de aeração era alimentado com 20% de esgoto bruto e 80% de efluente do reator UASB.

No presente trabalho a alimentação do tanque de aeração foi feita com o efluente do UASB e verificou-se o desenvolvimento de bactérias filamentosas o que prejudicou a sedimentabilidade do lodo.

Várias tentativas foram realizadas com objetivo de manter a concentração de sólidos suspensos voláteis no reator de lodos ativados de modo a não prejudicar o efluente tratado.

O sedimentador utilizado inicialmente representava a seção de um sedimentador circular, foi construído em acrílico e suas características físicas são mostradas na Figura C.1 juntamente com sua fotografia.

a) Corte e planta do sedimentador inicialmente projetado e utilizado no sistema de lodos ativados.

b) Fotografia do sedimentador construído em acrílico com entradas e saídas de 3/8" de diâmetro.

Figura C.1: Dados físicos (a) e fotografia do sedimentador inicialmente usado no tratamento do despejo sanitário sintético(b).

Como tentativa de impedir o crescimento excessivo dessas bactérias que estavam causando prejuízo à sedimentação do lodo, várias tentativas de controle de *bulking* foram realizadas, conforme descrito a seguir:

1. Adição de mais 2 saídas ao fundo do sedimentador.
2. Modificação da entrada do efluente do reator de lodos ativados ao sedimentador.
3. Troca do sedimentador projetado por um cone *Inhoff* adaptado (Figura 4.5).
4. Adição ao substrato de $5,27 \text{ g.l}^{-1}$ de fosfato de potássio com a finalidade de satisfazer a relação nitrogênio/fósforo $(\text{N/P}) = 5/1$
5. Redução do volume do reator de lodos ativados, alterando o tempo de detenção hidráulica (TDH) de 8,0 horas para 6,5 horas.
6. Aumento da quantidade de oxigênio dissolvido no reator aeróbio de 2,0 para $3,0 \text{ mgOD.l}^{-1}$.

A Figura C.2 mostra o inóculo do lodo aeróbio e o surgimento de morfologia de bactérias filamentosas no decorrer da operação do tratamento do substrato sintético simulando esgoto sanitário.

a) Lodo aeróbio com presença de flagelados, ameba, rotíferos - aumento 200x
 b) Lodo aeróbio com presença de morfologia de bactérias filamentosas - aumento 100x

Figura C.2: Fotografias de análise de microscopia óptica do inóculo (a) e do lodo durante operação tratando substrato sintético(b).

Apesar das tentativas anteriormente mencionadas, não foi possível evitar o crescimento excessivo de morfologias de bactérias filamentosas no sistema de lodos ativados e novas medidas foram tomadas, tais como:

- ☞ Aumento na quantidade de oxigênio dissolvido (OD) dentro do reator aeróbio, operando na faixa de $4,0 \text{ mgOD.l}^{-1}$ a $5,0 \text{ mgOD.l}^{-1}$.
- ☞ Diminuição do volume do reator de lodos ativados para reduzir o TDH de 6,5 horas para 3,5 horas.
- ☞ O tempo de retenção celular foi diminuído de 10 para 5 dias.

Apesar das alterações acima mencionadas o problema de *bulking* persistiu, conforme pode ser observado na Figura C.3.

a) Sistema de lodos ativados com presença de *bulking*

b) Sedimentador secundário com baixa capacidade de sedimentação

Figura C.3: Fotografias do sistema de lodos ativados (a) e detalhe da precária sedimentação (b) durante a fase de operação do sistema anaeróbio/aeróbio com fluxo contínuo.

Através de análise de microscopia óptica, caracterizou-se a predominância de morfologia semelhante a *Thiothrix I* no lodo aeróbio, bem como a presença de estruturas semelhantes a *Sphaerotilus*, 021N, conforme pode ser observado na Figura C.4 e outros como flagelados, ciliados fixos e móveis, rotíferos, e morfologia de cadeia de cocos.

a) Presença de morfologia semelhante a *Thiothrix I* – aumento 1000x

b) Presença de morfologia semelhante a *Sphaerotilus* e cadeia de cocos – aumento 1000x

Figura C.4: Fotografias da análise microscópica do lodo aeróbio caracterizando morfologias de bactérias filamentosas no período de intumescimento do lodo.

Segundo Jenkins et al. (1993), a presença de bactérias filamentosas semelhantes a *Thiothrix* e 021N desenvolvem em meio contendo sulfito (utilizam-no

como fonte de energia) e ácidos orgânicos de baixo peso molecular (ácido acético) produzidos por processos de fermentação que produzem lodos sépticos.

O efluente proveniente do reator anaeróbio UASB propicia o desenvolvimento das bactérias acima citadas, devido à presença de sulfeto e ácido acético e ser um substrato rapidamente metabolizado. Dessa forma, o controle do crescimento excessivo desses microrganismos é bastante difícil. O aumento da quantidade de oxigênio dissolvido dentro do reator aeróbio pode amenizar o *bulking* filamentoso, mas não soluciona o problema.

Verificou-se que quando o reator de lodos ativados era mantido em batelada pelo período de 3 dias e alimentado com substrato sintético diretamente, as características de sedimentabilidade do lodo melhoraram. Assim sendo, o sistema de tratamento proposto (reator UASB seguido de tanque de aeração) foi operado continuamente durante 4 dias consecutivos na semana, ficando o reator aeróbio nos demais dias sendo alimentado em batelada e com substrato sintético com DQO igual a 500 mgDQO.l^{-1} .

As coletas e análises das amostras foram feitas quando o sistema estava funcionando continuamente. Ainda assim, ocorria perda de biomassa do sistema e então uma nova medida foi implantada ao processo que foi a adição de solução de hipoclorito de sódio ao sedimentador. Essa ação foi realizada duas, três ou quatro vezes ao longo do dia de acordo com as características de sedimentabilidade do lodo.

A dosagem média de hipoclorito de sódio empregada foi de $0,73 \text{ gNaClO.kg}^{-1}\text{SSV.d}^{-1}$ sendo que em alguns dias houve necessidade de dosar até $1,05 \text{ gNaClO.kg}^{-1}\text{SSV.d}^{-1}$ em função do valor de IVL encontrado e do acompanhamento microbiológico.

As dosagens sugeridas de cloro gasoso por Jenkins et al. (1984) não apresentaram resultados satisfatórios. Tal fato decorre do elevado poder de oxidação do gás cloro comparado ao do hipoclorito de sódio. Além dessa característica, existe

competição pelo cloro da solução devido à presença de compostos orgânicos, nitrogenados e de sulfitos no reator.

O emprego de cloro em águas contendo compostos orgânicos tem sido bastante discutido devido à possibilidade de formação de trihalometanos, que podem causar impacto ambiental e riscos à saúde pública. Assim sendo, o hipoclorito é uma alternativa razoável no controle de microrganismos filamentosos mesmo sendo necessária uma maior dosagem.

A aplicação do hipoclorito aparentemente não afetou as demais morfologias presentes no lodo na dosagem em que foi empregada (PARSEKIAN e PIRES, 2002).

Após reavaliação dos dados obtidos foi constatado que o tempo de retenção celular no tanque de aeração foi inferior ao estabelecido durante a operação devido à perda de biomassa, fato esse que elevou a relação A/M para valores acima do recomendado ($A/M = 0,3 \text{ kgDBO}_5.\text{kg}^{-1}\text{SSV}.\text{d}^{-1}$ a $0,8 \text{ kgDBO}_5.\text{kg}^{-1}\text{SSV}.\text{d}^{-1}$) e segundo levantamentos de Madoni et al. (2000) em 167 estações de tratamento de esgoto a incidência de *bulking* é muito maior em situações onde essa relação é maior do que $0,2 \text{ kgDBO}_5.\text{kg}^{-1}\text{SSV}.\text{d}^{-1}$ do que aquela onde a relação A/M é menor que $0,1 \text{ kgDBO}_5.\text{kg}^{-1}\text{SSV}.\text{d}^{-1}$ (95% para a primeira situação e 35% para a segunda).

Apêndice D - Resultados da análise estatística dos dados obtidos na fase de controle e na fase com aplicação de lise celular.

Para poder comparar as duas fases estudadas, utilizou-se de uma ferramenta estatística chamada Teste-Z (duas amostras para a média).

O valor z é cálculo pela expressão (D.1):

$$Z = \frac{\left(\overline{X}_1 - \overline{X}_2 \right) - (m_1 - m_2)}{s_{\overline{X}_1 - \overline{X}_2}} \quad \dots (D.1)$$

Em que:

$(\overline{X}_1 - \overline{X}_2)$ = diferença entre as médias das duas amostras

$(m_1 - m_2)$ = hipótese da diferença de média

$s_{\overline{X}_1 - \overline{X}_2}$ = erro padrão da diferença

A fórmula do erro padrão é dada pela equação (D.2)

$$s_{\overline{X}_1 - \overline{X}_2} = \sqrt{\frac{s_1^2}{n_1} + \frac{s_2^2}{n_2}} \quad \dots (D.2)$$

em que:

σ^2 = variância das amostras

n = número de observações

Considerações feitas no desenvolvimento estatístico:

Hipótese da diferença de média = 0 (indica que a hipótese que está sob teste nessa análise é aquela em que a média das amostras são iguais).

Alfa = 0,05 (nível de significância)

Para interpretação dos resultados foram avaliados os seguintes parâmetros:

$Z < Z_{\text{crítico}} \Rightarrow$ não é significativo estatisticamente

$Z > Z_{\text{crítico}} \Rightarrow$ é significativo estatisticamente

$P(Z \leq z) > \text{Alfa} \Rightarrow$ não é significativo estatisticamente

$P(Z \leq z) < \text{Alfa} \Rightarrow$ é significativo estatisticamente

Os resultados obtidos na análise estatística estão apresentados nas Tabelas D.1 a D.20. As abreviaturas FC e FL referem-se a fase de controle e fase com aplicação de lise celular respectivamente.

Para a comparação estatística da alcalinidade a bicarbonato foram excluídos os quatro primeiros resultados obtidos na fase de controle, em função desses não apresentarem comportamento estável. A alcalinidade a bicarbonato e a concentração de ácido graxo volátil da amostra afluenta na fase de controle e na fase de lise celular foi obtida utilizando valores intermediários da amostra afluenta nova e da amostra após 24 horas de preparo.

Tabela D.1: Resultado do teste Z para as medidas da DQO bruta afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular.

	<i>DQO afluente (FC)</i>	<i>DQO afluente (FL)</i>
Média	512.2371023	483.1925684
Variância conhecida	867	1142
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	2.73948457	
P(Z<=z) uni-caudal	0.003076834	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.006153669	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>DQO efluente UASB (FC)</i>	<i>DQO efluente UASB (FL)</i>
Média	145.34875	90.93655294
Variância conhecida	279	89
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	10.28637723	
P(Z<=z) uni-caudal	0	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>DQO efluente TA (FC)</i>	<i>DQO efluente TA (FL)</i>
Média	674.1425455	388.4901529
Variância conhecida	105822	49377
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	2.714663916	
P(Z<=z) uni-caudal	0.003317204	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.006634408	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>DQO efluente (FC)</i>	<i>DQO efluente (FL)</i>
Média	80.03668182	71.48475882
Variância conhecida	433	141
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	1.296479848	
P(Z<=z) uni-caudal	0.097405174	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.194810349	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Tabela D.2: Resultado do teste Z para as medidas da DQO da amostra filtrada afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular.

	<i>DQO afluente filtrada (FC)</i>	<i>DQO afluente filtrada (FL)</i>
Média	397.7358977	385.206196
Variância conhecida	347	230
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	2.024341362	
P(Z<=z) uni-caudal	0.021467451	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.042934902	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>DQO efluente UASB filtrada (FC)</i>	<i>DQO efluente UASB filtrada (FL)</i>
Média	107.3016818	59.02697206
Variância conhecida	158	67
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	11.94456697	
P(Z<=z) uni-caudal	0	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>DQO efluente TA filtrada (FC)</i>	<i>DQO efluente TA filtrada (FL)</i>
Média	48.68193182	46.14914853
Variância conhecida	120	151
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.646457621	
P(Z<=z) uni-caudal	0.258991451	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.517982901	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>DQO efluente Filtrada (FC)</i>	<i>DQO efluente Filtrada (FL)</i>
Média	49.42552273	47.80526912
Variância conhecida	109	60
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.474216797	
P(Z<=z) uni-caudal	0.317672666	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.635345332	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Tabela D.3: Resultado do teste Z para as eficiências de remoção da DQO no reator UASB, no sistema de lodos ativados e global nas fases de controle e com aplicação de lise celular.

	<i>Eficiência de remoção da DQO do reator UASB (FC)</i>	<i>Eficiência de remoção da DQO do reator UASB (FL)</i>
Média	79.01790576	87.73535528
Variância conhecida	6	2
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	-11.21427038	
P(Z<=z) uni-caudal	0	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>Eficiência de remoção da DQO no sistema de lodos ativados (FC)</i>	<i>Eficiência de remoção da DQO no sistema de lodos ativados (FL)</i>
Média	65.37471975	47.09667516
Variância conhecida	97	81
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	5.461480074	
P(Z<=z) uni-caudal	2.36655E-08	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	4.7331E-08	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>Eficiência global da remoção de DQO (FC)</i>	<i>Eficiência global da remoção de DQO (FL)</i>
Média	90.33463449	90.07589179
Variância conhecida	4	1
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.412710239	
P(Z<=z) uni-caudal	0.339909501	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.679819001	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Tabela D.4: Resultado do teste Z para as medidas de nitrogênio, metano e gás carbônico (CO₂) nas fases de controle e com aplicação de lise celular.

	<i>Nitrogênio (mMol.ml⁻¹) (FC)</i>	<i>Nitrogênio (mMol.ml⁻¹) (FL)</i>
Média	0.010999517	0.009393562
Variância conhecida	5.33855E -06	7.00873E -06
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	1.931297825	
P(Z<=z) uni-caudal	0.026723047	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.053446094	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>Metano (mMol.ml⁻¹) (FC)</i>	<i>Metano (mMol.ml⁻¹) (FL)</i>
Média	0.040698429	0.036597102
Variância conhecida	6.18996E -05	0.000032969
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	1.596812651	
P(Z<=z) uni-caudal	0.055153736	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.110307473	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>CO₂ (mMol.ml⁻¹) (FC)</i>	<i>CO₂ (mMol.ml⁻¹) (FL)</i>
Média	0.005534169	0.00530199
Variância conhecida	4.8836E -07	5.56018E -07
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.94199905	
P(Z<=z) uni-caudal	0.173096546	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.346193092	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Tabela D.5: Resultado do teste Z para as medidas da alcalinidade a bicarbonato afluente com 24 horas, afluente novo, efluente UASB e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular.

	<i>Alcalinidade a bicarbonato afluente (FC)</i>	<i>Alcalinidade a bicarbonato afluente (FL)</i>
Média	262.1849114	265.70429
Variância conhecida	162	127
Observações	7	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	-0.678838239	
P(Z<=z) uni-caudal	0.248620109	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.497240218	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>Alcalinidade a bicarbonato efluente UASB (FC)</i>	<i>Alcalinidade a bicarbonato efluente UASB (FL)</i>
Média	336.4957126	357.6656954
Variância conhecida	89	121
Observações	7	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	-5.247896169	
P(Z<=z) uni-caudal	7.70762E -08	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	1.54152E -07	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>Alcalinidade a bicarbonato efluente (FC)</i>	<i>Alcalinidade a bicarbonato efluente (FL)</i>
Média	318.9547628	342.358729
Variância conhecida	164	260
Observações	7	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	-4.198358198	
P(Z<=z) uni-caudal	1.34512E -05	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	2.69025E -05	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Tabela D.6: Resultado do teste Z para a relação AI/AP no efluente do reator UASB nas fases de controle e com aplicação de lise celular.

	<i>Relação AI/AP (FC)</i>	<i>Relação AI/AP (FL)</i>
Média	0.247162536	0.225979762
Variância conhecida	0.1	0.1
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.193113384	
P(Z<=z) uni-caudal	0.423435103	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.846870205	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Tabela D.7: Resultado do teste Z para as medidas de ácidos graxos voláteis afluente com 24 horas, afluente novo, efluente UASB e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular.

	<i>Ácidos voláteis afluente (FC)</i>	<i>Ácidos voláteis afluente (FC)</i>
Média	54.38553273	54.78645088
Variância conhecida	87	69
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	-0.127173096	
P(Z<=z) uni-caudal	0.449401661	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.898803322	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>Ácidos voláteis-efluente UASB(FC)</i>	<i>Ácidos voláteis-efluente UASB(FL)</i>
Média	33.75298909	26.41100612
Variância conhecida	10	48
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	4.819359365	
P(Z<=z) uni-caudal	7.21049E-07	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	1.4421E-06	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>Ácidos voláteis-efluente (FC)</i>	<i>Ácidos voláteis-efluente (FL)</i>
Média	24.38859273	23.24547247
Variância conhecida	9	21
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.953982876	
P(Z<=z) uni-caudal	0.170046143	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.340092286	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Tabela D.8: Resultado do teste Z para as concentrações de NTK afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular do dia 30 ao 55.

	<i>NTK afluente (FC)</i>	<i>NTK afluente 30-55º dia (FL)</i>
Média	23.00226982	22.47320133
Variância conhecida	5	1
Observações	11	12
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.721389279	
P(Z<=z) uni-caudal	0.235334946	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.470669892	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

	<i>NTK efluente UASB (FC)</i>	<i>NTK efluente UASB 30-55º dia (FL)</i>
Média	21.58599418	18.936582
Variância conhecida	9	6
Observações	11	12
Hipótese da diferença de média	0	
z	2.30760712	
P(Z<=z) uni-caudal	0.010510472	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.021020943	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

	<i>NTK efluente TA (FC)</i>	<i>NTK efluente TA 30-55º dia (FL)</i>
Média	46.49291055	37.11211933
Variância conhecida	339	365
Observações	11	12
Hipótese da diferença de média	0	
z	1.198781815	
P(Z<=z) uni-caudal	0.115306459	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.230612918	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

	<i>NTK efluente (FC)</i>	<i>NTK efluente 30-55º (FL)</i>
Média	17.67902691	16.78775
Variância conhecida	15	14
Observações	11	12
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.560307437	
P(Z<=z) uni-caudal	0.287634841	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.575269682	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Tabela D.9: Resultado do teste Z para as concentrações de NTK afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular do dia 55 ao 80.

	<i>NTK afluente (FC)</i>	<i>NTK afluente 55-80º dia (FL)</i>
Média	23.00226982	22.55631529
Variância conhecida	5	9
Observações	11	9
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.369765962	
P(Z<=z) uni-caudal	0.355778496	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.711556991	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

	<i>NTK efluente UASB (FC)</i>	<i>NTK efluente UASB 55-80º d (FL)</i>
Média	21.58599418	21.14658249
Variância conhecida	9	4
Observações	11	9
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.39105172	
P(Z<=z) uni-caudal	0.347879552	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.695759104	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

	<i>NTK efluente TA (FC)</i>	<i>NTK efluente TA 55-80º (FL)</i>
Média	46.49291055	29.97964916
Variância conhecida	339	69
Observações	11	9
Hipótese da diferença de média	0	
z	2.661876885	
P(Z<=z) uni-caudal	0.003885359	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.007770717	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

	<i>NTK efluente (FC)</i>	<i>NTK efluente 55-80º dia (FL)</i>
Média	17.67902691	21.22691698
Variância conhecida	15	5
Observações	11	9
Hipótese da diferença de média	0	
z	-2.561008097	
P(Z<=z) uni-caudal	0.005218473	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.010436946	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Tabela D.10: Resultado do teste Z para as concentrações de NTK afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular do dia 80 ao 106.

	<i>NTK afluente (FC)</i>	<i>NTK afluente 80-106º dia (FL)</i>
Média	23.00226982	24.20233846
Variância conhecida	5	6
Observações	11	13
Hipótese da diferença de média	0	
z	-1.253829429	
P(Z<=z) uni-caudal	0.104952071	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.209904141	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

	<i>NTK efluente UASB (FC)</i>	<i>NTK efluente UASB 80-106º dia (FL)</i>
Média	21.58599418	22.38793846
Variância conhecida	9	5
Observações	11	13
Hipótese da diferença de média	0	
z	-0.731219878	
P(Z<=z) uni-caudal	0.232322356	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.464644712	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

	<i>NTK efluente TA (FC)</i>	<i>NTK efluente TA 80-106º dia (FL)</i>
Média	46.49291055	34.93883077
Variância conhecida	339	61
Observações	11	13
Hipótese da diferença de média	0	
z	1.93890724	
P(Z<=z) uni-caudal	0.026256248	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.052512496	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

	<i>NTK efluente (FC)</i>	<i>NTK efluente 80-106º dia (FL)</i>
Média	17.67902691	20.27889231
Variância conhecida	15	11
Observações	11	13
Hipótese da diferença de média	0	
z	-1.748941735	
P(Z<=z) uni-caudal	0.040150503	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.080301005	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Tabela D.11: Resultado do teste Z para as concentrações de NTK afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente na fase com aplicação de lise celular do dia 30 ao 55 e do dia 80 ao 106.

	<i>NTK afluente 30-55 d(FL)</i>	<i>NTK afluente 80-106º dia (FL)</i>
Média	22.47320133	24.5056
Variância conhecida	1.09	5.44
Observações	12	12
Hipótese da diferença de média	0	
z	-2.755135316	
P(Z<=z) uni-caudal	0.002933449	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.005866898	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>NTK efluente UASB30-55d (FL)</i>	<i>NTK efluente UASB 80-106º dia (FL)</i>
Média	18.936582	22.4448
Variância conhecida	6.3	5.31
Observações	12	12
Hipótese da diferença de média	0	
z	-3.566654863	
P(Z<=z) uni-caudal	0.000180823	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.000361646	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>NTK efluente TA 30-55d (FL)</i>	<i>NTK efluente TA 80-106º dia (FL)</i>
Média	37.11211933	34.1376
Variância conhecida	365.33	57.25
Observações	12	12
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.501248343	
P(Z<=z) uni-caudal	0.308098171	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.616196342	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>NTK efluente 30-55d(FL)</i>	<i>NTK efluente 80-106º dia (FL)</i>
Média	16.78775	20.16
Variância conhecida	14.28	12.01
Observações	12	12
Hipótese da diferença de média	0	
z	-2.278321945	
P(Z<=z) uni-caudal	0.011353668	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.022707336	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Tabela D.12: Resultado do teste Z para as concentrações de nitrogênio amoniacal afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular no período do dia 30-78.

	<i>N-Amoniacal afluente (FC)</i>	<i>N-Amoniacal afluente 30-78º dia (FL)</i>
Média	1.208718	1.522544418
Variância conhecida	0.1	0.1
Observações	11	22
Hipótese da diferença de média	0	
z	-2.687448887	
P(Z<=z) uni-caudal	0.003600054	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.007200107	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>N-Amoniacal efluente UASB (FC)</i>	<i>N-Amoniacal efluente UASB 30-78º dia (FL)</i>
Média	15.89647309	15.8960151
Variância conhecida	1.1	0.7
Observações	11	22
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.001261448	
P(Z<=z) uni-caudal	0.499496752	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.998993505	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>N-Amoniacal efluente TA (FC)</i>	<i>N-Amoniacal efluente TA 30-78º dia (FL)</i>
Média	13.89415236	15.22655647
Variância conhecida	3.2	1.8
Observações	11	21
Hipótese da diferença de média	0	
z	-2.171112486	
P(Z<=z) uni-caudal	0.014961282	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.029922563	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>N-Amoniacal efluente (FC)</i>	<i>N-Amoniacal efluente 30-78º dia (FL)</i>
Média	12.99172786	13.24943128
Variância conhecida	5.2	3.3
Observações	11	22
Hipótese da diferença de média	0	
z	-0.326566207	
P(Z<=z) uni-caudal	0.371998068	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.743996136	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Tabela D.13: Resultado do teste Z para as concentrações de nitrogênio amoniacal afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular no período do dia 80-106.

	<i>N-amoniaca</i> l afluente (FC)	<i>N-amoniaca</i> l afluente 80-106º dia (FC)
Média	1.208718	2.367951515
Variância conhecida	0.1	0.17
Observações	11	12
Hipótese da diferença de média	0	
z	-7.601314588	
P(Z<=z) uni-caudal	1.4766E-14	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	2.95319E-14	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>N-Amoniaca</i> l efluente UASB (FC)	<i>N-Amoniaca</i> l efluente UASB 80-106º dia (FL)
Média	15.89647309	18.2112
Variância conhecida	1.1	0.99
Observações	11	12
Hipótese da diferença de média	0	
z	-5.418365858	
P(Z<=z) uni-caudal	3.01425E-08	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	6.0285E-08	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>N-Amoniaca</i> l efluente TA (FC)	<i>N-Amoniaca</i> l efluente TA 80-106º dia (FL)
Média	13.89415236	17.8304
Variância conhecida	3.2	1.21
Observações	11	12
Hipótese da diferença de média	0	
z	-6.289007455	
P(Z<=z) uni-caudal	1.60443E-10	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	3.20886E-10	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>N-Amoniaca</i> l efluente (FC)	<i>N-Amoniaca</i> l efluente 80-106º dia (FL)
Média	12.99172786	15.4896
Variância conhecida	5.2	4.51
Observações	11	12
Hipótese da diferença de média	0	
z	-2.711619644	
P(Z<=z) uni-caudal	0.003347819	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.006695639	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Tabela D.14: Resultado do teste Z para as concentrações de nitrogênio orgânico afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular.

	<i>N-Orgânico afluente (FC)</i>	<i>N-Orgânico afluente (FL)</i>
Média	21.79355182	21.33541936
Variância conhecida	4	5
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.641076977	
P(Z<=z) uni-caudal	0.260736271	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.521472541	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>N-Orgânico efluente UASB (FC)</i>	<i>N-Orgânico efluente UASB (FL)</i>
Média	5.689521091	4.195230241
Variância conhecida	6	5
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	1.79564738	
P(Z<=z) uni-caudal	0.036275255	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.07255051	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>N-Orgânico efluente TA (FC)</i>	<i>N-Orgânico efluente TA (FL)</i>
Média	32.59875818	18.0120689
Variância conhecida	375	181
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	2.32342715	
P(Z<=z) uni-caudal	0.010078085	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.020156169	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>N-Orgânico efluente (FC)</i>	<i>N-Orgânico efluente (FL)</i>
Média	4.748345415	5.363681043
Variância conhecida	9	10
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	-0.583446712	
P(Z<=z) uni-caudal	0.279796263	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.559592526	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Tabela D.15: Resultado do teste Z para as concentrações de nitrito afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular.

	<i>Nitrito afluente (FC)</i>	<i>Nitrito afluente (FC)</i>
Média	0.011946744	0.044547
Variância conhecida	0.0001	0.001
Observações	9	33
Hipótese da diferença de média	0	
z	-5.065784064	
P(Z<=z) uni-caudal	2.03704E -07	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	4.07408E -07	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>Nitrito efluente UASB (FC)</i>	<i>Nitrito efluente UASB (FL)</i>
Média	0.00572132	0.011691985
Variância conhecida	0.000001	0.000001
Observações	5	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	-12.46564869	
P(Z<=z) uni-caudal	0	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>Nitrito efluente TA (FC)</i>	<i>Nitrito efluente TA (FL)</i>
Média	1.199236667	1.021677412
Variância conhecida	1.724	0.915
Observações	9	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.379883187	
P(Z<=z) uni-caudal	0.352016117	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.704032234	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>Nitrito efluente (FC)</i>	<i>Nitrito efluente (FL)</i>
Média	1.574130286	1.488315264
Variância conhecida	2.058	1.097
Observações	7	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.150237473	
P(Z<=z) uni-caudal	0.440288612	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.880577224	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Tabela D.16: Resultado do teste Z para as concentrações de nitrato afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular.

	<i>Nitrato afluente (FC)</i>	<i>Nitrato afluente (FL)</i>
Média	3.793180636	3.707703636
Variância conhecida	0.142	0.07
Observações	11	33
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.697212882	
P(Z<=z) uni-caudal	0.242834715	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.485669431	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

	<i>Nitrato efluente UASB (FC)</i>	<i>Nitrato efluente UASB (FL)</i>
Média	1.272164182	1.181896263
Variância conhecida	0.057	0.069
Observações	11	19
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.961527609	
P(Z<=z) uni-caudal	0.168143466	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.336286931	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

	<i>Nitrato efluente TA (FC)</i>	<i>Nitrato efluente TA (FL)</i>
Média	2.5826265	2.109555517
Variância conhecida	2.007	0.984
Observações	8	29
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.886444841	
P(Z<=z) uni-caudal	0.187688894	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.375377788	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

	<i>Nitrato efluente (FC)</i>	<i>Nitrato efluente (FL)</i>
Média	3.370236	3.802787192
Variância conhecida	4.074	3.019
Observações	10	26
Hipótese da diferença de média	0	
z	-0.597823233	
P(Z<=z) uni-caudal	0.274978891	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.549957783	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Tabela D.17: Resultado do teste Z para as concentrações de fósforo afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular.

	<i>Fósforo afluente (FC)</i>	<i>Fósforo afluente (FL)</i>
Média	5.894770909	6.041416471
Variância conhecida	0.1	0.1
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	-1.336898595	
P(Z<=z) uni-caudal	0.090627932	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.181255863	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

	<i>Fósforo efluente UASB (FC)</i>	<i>Fósforo efluente UASB (FL)</i>
Média	5.50824	5.498545882
Variância conhecida	1.7	0.1
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.024427917	
P(Z<=z) uni-caudal	0.490255594	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.980511187	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

	<i>Fósforo efluente TA (FC)</i>	<i>Fósforo efluente TA (FL)</i>
Média	8.64336	6.961430588
Variância conhecida	4.7	1.5
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	2.449725427	
P(Z<=z) uni-caudal	0.007148263	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.014296526	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

	<i>Fósforo efluente (FC)</i>	<i>Fósforo efluente (FL)</i>
Média	5.827352727	5.763195294
Variância conhecida	0.6	0.1
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.267586101	
P(Z<=z) uni-caudal	0.394509024	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.789018048	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Tabela D.18: Resultado do teste Z para as concentrações de sólidos suspensos totais afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular.

	<i>SST afluente (FC)</i>	<i>SST afluente (FL)</i>
Média	66	75.74369748
Variância conhecida	403	353
Observações	9	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	-1.311931465	
P(Z<=z) uni-caudal	0.094771694	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.189543388	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>SST efluente UASB (FC)</i>	<i>SST efluente UASB (FL)</i>
Média	56.25178571	57.58823529
Variância conhecida	1224	675
Observações	10	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	-0.112052603	
P(Z<=z) uni-caudal	0.455390799	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.910781597	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>SST efluente TA (FC)</i>	<i>SST efluente TA (FL)</i>
Média	424.4333333	354.0784314
Variância conhecida	50012	27451
Observações	10	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.923122394	
P(Z<=z) uni-caudal	0.177971688	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.355943376	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>SST efluente (FC)</i>	<i>SST efluente (FL)</i>
Média	48.28214286	58.56562971
Variância conhecida	1788	1189
Observações	10	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	-0.703341788	
P(Z<=z) uni-caudal	0.240921313	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.481842627	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Tabela D.19: Resultado do teste Z para as concentrações de sólidos suspensos voláteis afluente, efluente UASB, efluente TA e efluente nas fases de controle e com aplicação de lise celular.

	<i>SSV afluente (FC)</i>	<i>SSV afluente (FL)</i>
Média	65.27142857	70.2394958
Variância conhecida	301	343
Observações	10	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	-0.783678615	
P(Z<=z) uni-caudal	0.216614289	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.433228578	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>SSV efluente UASB (FC)</i>	<i>SSV efluente UASB (FL)</i>
Média	51.42857143	51.0625
Variância conhecida	737	668
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.039326828	
P(Z<=z) uni-caudal	0.484314847	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.968629694	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>SSV efluente TA (FC)</i>	<i>SSV efluente TA (FL)</i>
Média	388.3636364	325.5343137
Variância conhecida	39572	25022
Observações	11	34
Hipótese da diferença de média	0	
z	0.954439056	
P(Z<=z) uni-caudal	0.16993071	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.33986142	
z crítico bi-caudal	1.959962787	
	<i>SSV efluente (FC)</i>	<i>SSV efluente (FL)</i>
Média	43.74512987	55.30986791
Variância conhecida	1266	1046
Observações	11	33
Hipótese da diferença de média	0	
z	-0.954532462	
P(Z<=z) uni-caudal	0.169907081	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z<=z) bi-caudal	0.339814161	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Tabela D.20: Resultado do teste Z para o tempo de retenção celular nas fases de controle e com aplicação de lise celular.

	Tempo de retenção celular- θ_c (FC)	Tempo de retenção celular- θ_c (FL)
Média	1.475885307	0.964870808
Variância conhecida	1.02	0.41
Observações	11	33
Hipótese da diferença de média	0	
z	1.575888385	
P(Z $\leq$ z) uni-caudal	0.057525769	
z crítico uni-caudal	1.644853476	
P(Z $\leq$ z) bi-caudal	0.115051538	
z crítico bi-caudal	1.959962787	

Apêndice E – Memorial de cálculo do sistema combinado UASB- Lodos ativados em escala real

1. Características gerais

População atendida = 25.000 habitantes

Vazão a ser tratada = $5360 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$

Vazão máxima = $8035 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$

$\text{DBO}_{\text{média}} = 261 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$

$\text{DBO}_{\text{admissível}} = 300 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$

$\text{SS} = 380 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$

$\text{NTK} = 51 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$

$T_{\text{média}} = 20^\circ\text{C}$

$T_{\text{máxima}} = 25^\circ\text{C}$

Coefficiente de produção de sólidos (Y) = $0,18 \text{ kgSST} \cdot \text{kg}^{-1} \text{DQO}_{\text{aplicada}}$

Coefficiente de produção de sólidos, em termos de DQO (Y_{obs}) = $0,21 \text{ kgDQO} \cdot \text{kg}^{-1}$

$^1\text{DQO}_{\text{aplicada}}$

Densidade do lodo (g) = $1020 \text{ kgSST} \cdot \text{m}^3$

$C_{\text{lodo}} = 4\%$

$\text{DQO}_{\text{admissível}} = 500 \text{ mgO}_2 \cdot \text{l}^{-1}$

2. Tanque de aeração

$\text{SSVTA} = 1500 \text{ mgSSV} \cdot \text{l}^{-1}$

$\theta_c = 5 \text{ d}$

$Y = 0,8 \text{ gSSV} \cdot \text{g}^{-1} \text{DBO}_5$

$K_d = 0,08 \text{ d}^{-1}$

$\theta_{Kd} = 1,07 \text{ d}^{-1}$ (correção de K_d para temperatura)

$\text{O}_{2\text{SSb}} = 1,42 \text{ mgDBO}_u \cdot \text{mg}^{-1} \text{Xb}$

$$\frac{\text{DBO}_u}{\text{DBO}_5} = 1,46$$

$$\frac{\text{SS}_{bp}}{\text{SSV}} = 0,6$$

$$\frac{\text{SSV}}{\text{SS}_{\text{esgoto_bruto}}} = 0,8$$

$$\frac{\text{SS}_{bp}}{\text{SS}_{\text{gerado}}} = 0,8$$

$$\frac{\text{SSV}_p}{\text{SS}_{\text{gerado}}} = 0,9$$

$$\frac{\text{SSV}_p}{\text{SS}_{qc}} = 0,69$$

$\text{OD}_{\text{mínimo}} = 1,0 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$

$\text{OD}_{\text{médio}} = 2,0 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$

$$\begin{aligned}
C_{So} &= 9,2 \text{ mg.l}^{-1} \text{ (saturação de O}_2 \text{ a 0 m)} \\
C_{SA} &= 8,7 \text{ mg.l}^{-1} \text{ (saturação de O}_2 \text{ a 500 m)} \\
a &= 0,85 \text{ (coeficiente de correção de } K_{LA}) \\
\beta &= 0,9 \text{ (coeficiente de correção } C_S) \\
\theta_{\text{aer}} &= 1,024 \text{ (coeficiente de } K_{LA} \text{ para temperatura ? 20°C)} \\
\gamma_{\text{ar}} &= 1,2 \text{ (massa específica do ar a 20°C e 0 m)} \\
\text{DBO}_{\text{projeto}} &= \text{DBO}_{\text{admissível}} = 99 \text{ mg.l}^{-1}
\end{aligned}$$

3.1 Carga orgânica

$$\begin{aligned}
C_{\text{DBO}} &= \frac{\text{DBO} \times Q_{\text{média}}}{1000} = \frac{300 \times 5360}{1000} = 1608,0 \text{ kgO}_2.\text{d}^{-1} \\
C_{\text{DQO}} &= \frac{500 \times 5360}{1000} = 2680,0 \text{ kgO}_2.\text{d}^{-1}
\end{aligned}$$

3.2 Carga de nitrogênio

$$C_{\text{NTK}} = \frac{\text{NTK} \times Q_{\text{média}}}{1000} = \frac{51 \times 5360}{1000} = 273,36 \text{ kgO}_2.\text{d}^{-1}$$

3.3 Carga de sólidos

$$C_{\text{SS}} = \frac{\text{SS} \times Q_{\text{média}}}{1000} = \frac{380 \times 5360}{1000} = 2036,8 \text{ kgO}_2.\text{d}^{-1}$$

Concentração de $\text{DBO}_{\text{sol.}}$ no efluente final

$$X_{\text{SSVefluente}} = \frac{\text{SSV}_p \times \text{SS}_{\text{efluente}}}{\text{SS}_{qc}} = 0,69 \times 20 = 13,8 \text{ mgSSV.l}^{-1}$$

3.5 Coeficiente f_b (fração biodegradável de SSV)

$$f_b = \frac{\text{SS}_{bp} / \text{SS}_{\text{gerado}}}{1 + (1 - \text{SS}_{bp} / \text{SS}_{\text{gerado}}) \times K_d \times q_c} = \frac{0,8}{1 + (1 - 0,8) \times 0,08 \times 5} = 0,74$$

3.6 Concentração de sólidos biodegradáveis no efluente

$$X_{\text{befluente}} = f_b \times X_{\text{SSVefluente}} = 0,74 \times 13,8 = 10,21 \text{ mgSS}_b.\text{l}^{-1}$$

3.7 Concentração de DBO_5 em suspensão no efluente

$$S_{\text{DBO}_5\text{-susp.efluente}} = \frac{O_{2\text{SSb}} \times X_{\text{befluente}}}{\text{DBO}_u / \text{DBO}_5} = \frac{1,42 \times 10,21}{1,46} = 9,93 \text{ mgO}_2.\text{l}^{-1}$$

3.8 Concentração de DBO₅ solúvel no efluente

$$S_{\text{DBO5sol.efluente}} = \text{DBO}_{\text{efluente}} - S_{\text{DBO5_susp.efluente}} = 20 - 9,93 = 10,07 \text{ mgO}_2.\text{l}^{-1}$$

3.9 Eficiência de remoção

$$E_{\text{rem_DBO}} = \frac{(300 - 20) \times 100}{300} = 93\%$$

$$E_{\text{rem_DQO}} = \frac{(500 - 30) \times 100}{500} = 94\%$$

3.10 Carga de DBO₅ removida

$$C_{\text{DBO5_removida}} = Q_{\text{média}} \times \left(\frac{\text{DBO}_{\text{projeto}} - S_{\text{DBO5sol.efluente}}}{1000} \right) = 5360 \times \left(\frac{300 - 10,07}{1000} \right) = 1554,0 \text{ kgDBO}_5.\text{d}^{-1}$$

3.11 Quantidade de sólidos formados

$$Y_{\text{obs}} = \frac{Y}{1 + (K_d \times q_c)} = \frac{0,8}{1 + (0,08 \times 5)} = 0,57$$

3.12 Acréscimo de massa de sólidos suspensos voláteis no TA

$$\text{PX}_{\text{SSV}} = \frac{Y_{\text{obs}} \times Q_{\text{medio}} (\text{DBO}_{\text{projeto}} - S_{\text{DBO5sol.efluente}})}{1000} = \frac{0,57 \times 5360 (300 - 10,07)}{1000} = 885,8 \text{ kg.d}^{-1}$$

3.13 Acréscimo na massa de SST no tanque de aeração

$$\text{PX}_{\text{SS}} = \frac{\text{PX}_{\text{SSV}}}{\text{SS}_{\text{bp}} / \text{SS}_{\text{gerado}}} = \frac{885,8}{0,8} = 1107 \text{ kg.d}^{-1}$$

3.14 Remoção lodo excedente

carga de SST no efluente

$$\text{PX}_{\text{SSTremovido}} = \frac{Q_{\text{média}} \times \text{SS}_{\text{efluente}}}{1000} = \frac{5360 \times 20}{1000} = 107 \text{ kg.d}^{-1}$$

Carga de SST a ser removida no decantador

$$\text{PX}_{\text{SSTremovido}} = \text{PX}_{\text{SS}} - \text{PX}_{\text{SSTefluente}} = 1107 - 107 = 1000 \text{ kg.d}^{-1}$$

3.15 Concentração de sólidos no TA

$$X_{SSTA} = \frac{SSV_{TA}}{SSV_p / SS_q} = \frac{1500}{0,69} = 2174$$

3.16 Concentração de sólidos na linha de recirculação

$$X_{SSer} = X_{SSTA} \left(1 + \frac{1}{R} \right) = 2174(2) = 4348 \text{ mg.l}^{-1}$$

3.17 Determinação do volume do TA

$$V_{TA} = \frac{Yxq_cxC_{DBO5removida}}{SSV_{TA}(1 + f_b x K_d x q_c)} x 1000 = \frac{0,8x5x1554,0}{1500(1 + 0,74x0,08x5)} x 1000 = 3198 \text{ m}^3$$

3.18 Vazão excedente

$$Q_{ex} = \frac{V}{q_c} = \frac{3198}{5} = 639,6 \text{ m}^3.\text{d}^{-1}$$

3. Sedimentador

$$Q_{\text{média_horária}} = 223,33 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$$

$$Q_{\text{média_máxima}} = 374,79 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$$

$$V_0 = 9,0 \text{ m.h}^{-1} \text{ (velocidade básica de sedimentação)}$$

$$K = 0,38 \text{ m}^3.\text{kg}^{-1}$$

$$m = 11,0$$

$$n = 0,70$$

$$Q_{\text{rec}} = Q_{\text{média_horária}} = 223,33 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$$

$$R = 1$$

$$C_{\text{sol}} = \frac{X_{SSTA}}{1000} = \frac{2174}{1000} = 2,17$$

$$A_{\text{sed}} = \frac{Q_{\text{média_horária}} x (R+1) x C_{\text{sol}}}{[m(RxV_0x \exp(-KxC_{\text{sol}}))]^n} = \frac{223,33x(1+1)x2,17}{[11(1x9,0x \exp(-0,38x2,17))]^{0,70}} = 69,2 \text{ m}^2 \sim 70 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{p x D^2}{4} = 70 \text{ m}^2 \Rightarrow D = 9,44 \text{ m}$$

$$H = 2,5 \text{ m}$$

$$V = 175 \text{ m}^3$$

Apêndice F – Dados utilizados na simulação

Tabela F.1: Equacionamento utilizado para representar o fenômeno da lise celular na caixa preta.

!MACRO CALL	
!marilubox(in,o)	
macro marilubox(in,o)	
ss&o	= ss&in + bodtrans&o*xcod&in
xs&o	= xs&in - bodtrans&o*xs&in
xbh&o	= xbh&in - bodtrans&o*xbh&in
xba&o	= xba&in - bodtrans&o*xba&in
xsto&o	= xsto&in - bodtrans&o*xsto&in
icv&o	= icv&in
fbod&o	= fbod&in
snh&o	= snh&in+inxi&o*bodtrans&o*xi&in+inxbh&o*bodtrans&o*xbh&in+& inxba&o*bodtrans&o*xba&in + bodtrans&o*xnd&in +& inxu&o*xu&in*bodtrans&o
inxbh&o	= inxbh&in
inxba&o	= inxba&in
inxi&o	= inxi&in
inxu&o	= inxu&in
inxs&o	= inxs&in
inss&o	= inss&in
insi&o	= insi&in
si&o	= si&in
snd&o	= snd&in
sno&o	= sno&in
xi&o	= xi&in - bodtrans&o*xi&in
xii&o	= xii&in - bodtrans&o*xii&in
xnd&o	= xnd&in - bodtrans&o*xnd&in
xu&o	= xu&in - bodtrans&o*xu&in
so&o	= so&in
snn&o	= snn&in
salk&o	= salk&in
q&o	= q&in
sf&o	= sf&in
slf&o	= slf&in
xbp&o	= xbp&in - bodtrans&o*xbp&in
xgly&o	= xgly&in
xbt&o	= xbt&in
xmeoh&o	= xmeoh&in
xmep&o	= xmep&in - bodtrans&o*xmep&in
xpp&o	= xpp&in - bodtrans&o*xpp&in
xppr&o	= xppr&in - bodtrans&o*xppr&in
sni&o	= sni&in
inxbp&o	= inxbp&in

Tabela F.1: Equacionamento utilizado para representar o fenômeno da lise celular na caixa preta.

```

ipsf&o = ipsf&in
ipsi&o = ipsi&in
ipss&o = ipss&in
insf&o = insf&in
ipxba&o = ipxba&in
ipxbh&o = ipxbh&in
ipxbp&o = ipxbp&in
ipxi&o = ipxi&in
ipxs&o = ipxs&in
ipxu&o = ipxu&in
sp&o = sp&in + bodtrans&o*xtp&in
mapmodelname(in,o)
compositevars(o)
macro end

```

Tabela F.2: Características físicas, operacionais, coeficientes estequiométricos e cinéticos utilizados no layout representando fase de controle em escala de bancada.

Label: Entrada	Value	Unit
/ Influent Stoichiometry /		
COD Fractions Model Coefficients		
[1]VSS/TSS ratio gVSS/gTSS	0.91	
[1]soluble fraction of total COD	0.35	-
Organic Fractions		
[1]inert fraction of soluble COD	0.35	-
[1]VFA fraction of soluble COD	0	-
[1]substrate fraction of particulate COD	0.75	-
[1]unbiodegradable fraction of particulate COD	0	-
[1]heterotrophic biomass fraction of particul...	0	-
[1]autotrophic biomass fraction of particulat...	0	-
[1]polyP biomass fraction of particulate COD	0	-
[1]PHA fraction of particulate COD	0	-
[1]stored fraction of particulate COD	0	-
[1]glycogen fraction of particulate COD	0	-
Phosphorus Fractions		
[1]ortho-phosphate fraction of soluble phosph...	0.9	-
[1]xpp fraction of particulate phosphorus	0	-
[1]xppr fraction of particulate phosphorus	0	-
Nitrogen Fractions		
[1]ammonium fraction of soluble TKN	0.9	-
[1]inert fraction of soluble TKN	0	-
Metal Precipitates		
[1]metal-hydroxide fraction of inorganic susp...	0	g/m ³
[1]metal-phosphate fraction of inorganic susp...	0	g/m ³

Tabela F.2: Características físicas, operacionais, coeficientes estequiométricos e cinéticos utilizados no layout representando fase de controle em escala de bancada.

Local Model Selection		
[1]local model for composite variables	.true.	
[1]local biological model	ASM1	
Influent Fractions		
[1]XCOD/VSS ratio	2.2	
gCOD/gVSS		
[1]BOD5/BODultimate ratio	0.66	-
ASM1 Nutrient Fractions		
[1]N content of active biomass	0.086	gN/gCOD
[1]N content of endogenous/inert mass	0.06	gN/gCOD
[1]P content of active biomass	0.021	gP/gCOD
[1]P content of endogenous/inert mass	0.021	gP/gCOD
Label: Tanque de Aeração - CSTR	Value	Unit
/ Physical /		
Dimensions		
[3]maximum volume	4.85	L
Local Environment Selection		
[3]use local settings for O2 solubility	.false.	
Oxygen Solubility (if individual settings are used)		
[3]tank depth	30	cm
[3]liquid temperature	23	C
[3]air temperature	23	C
[3]oxygen fraction in air	0.21	-
/ Operational /		
Aeration Control		
[3]DO controller	.false.	
[3]DO setpoint	2	
Aeration Setup		
[3]aeration method	Kla	
[3]oxygen mass transfer coefficient (clean wa...	100	1/d
[3]aeration power	200	kW
[3]air flow (@STP) into aeration tank	1	L/min
General		
[3]alpha factor (for KLa)	0.8	-
[3]beta factor (for DO saturation)	0.95	-
[3]temperature coefficient for KLa	1.02	-
Kla		
[3]minimum oxygen mass transfer coefficient	0	1/d
[3]maximum oxygen mass transfer coefficient	300	1/d
Pumped Flow Control		
[4]pumped flow	0	m ³ /d
[blank]controller	.false.	
[blank]setpoint for control variable	1	

Tabela F.2: Características físicas, operacionais, coeficientes estequiométricos e cinéticos utilizados no layout representando fase de controle em escala de bancada.

/ Composite Variable Stoichiometry /		
Organic Fractions		
[3]XCOD/VSS	1.48	
gCOD/gVSS		
[3]BOD5/BODultimate ratio	0.66	-
Nutrient Fractions		
[3]N content of active biomass	0.086	gN/gCOD
[3]N content of endogenous/inert mass	0.06	gN/gCOD
[3]P content of active biomass	0.021	gP/gCOD
[3]P content of endogenous/inert mass	0.021	gP/gCOD
/ Model Stoichiometry /		
General Fractions		
[3]fraction of biomass leading to particulate...	0.08	
gCOD/gCOD		
Active Heterotrophic Biomass		
[3]heterotrophic yield	0.666	
gCOD/gCOD		
Active Autotrophic Biomass		
[3]autotrophic yield	0.24	gCOD/gN
/ Kinetic /		
Active Heterotrophic Biomass		
[3]heterotrophic maximum specific growth rate	6	1/d
[3]readily biodegradable substrate half satur...	20	gCOD/m ³
[3]oxygen half saturation coefficient	0.2	gO ₂ /m ³
[3]nitrate half saturation coefficient	0.5	gN/m ³
[3]anoxic growth factor	0.8	-
[3]heterotrophic decay rate	0.62	1/d
Active Autotrophic Biomass		
[3]autotrophic maximum specific growth rate	0.8	1/d
[3]ammonia half saturation coefficient for au...	1	gN/m ³
[3]autotrophic decay rate	0.04	1/d
[3]oxygen half saturation coefficient for aut...	0.4	gO ₂ /m ³
Hydrolysis		
[3]maximum specific hydrolysis rate	3	1/d
[3]slowly biodegradable substrate half satura...	0.03	
gCOD/gCOD		
[3]anoxic hydrolysis factor	0.4	-
Ammonification		
[3]ammonification rate	0.08	
m ³ /gCOD/d		
Temperature		
[3]Temperature coefficient for mu _h	1.07	-
[3]Temperature coefficient for b _h	1.12	-
[3]Temperature coefficient for mu _a	1.1	-
[3]Temperature coefficient for b _a	1	-

Tabela F.2: Características físicas, operacionais, coeficientes estequiométricos e cinéticos utilizados no layout representando fase de controle em escala de bancada.

[3]Temperature coefficient for kh	1.12	-
[3]Temperature coefficient for kx	1.12	-
[3]Temperature coefficient for ka	1.07	-
Label: Sedimentador(17,15)	Value	Unit
/ Physical /		
Clarifier Type		
[5]clarifier type	Flat Bottom	
[5]lamella in unit	.false.	
Input Required for All Types of Clarifiers		
[5]feed point from bottom	68	cm
Flat Bottom Clarifier Input		
[5]surface	2.97e-02	m ²
[5]water depth	10	cm
Lamella		
[5]lamella located in layer	2	
[5]plate angle	60	degree
[5]plate spacing	0.1	m
Model Dimensions		
[5]number of layers	10	
/ Operational /		
Underflow		
[7]proportional recycle	.false.	
stream label to which recycle is proportional	blank	
[7]recycle fraction	0.8	-
[7]underflow rate	3	L/d
[blank]controller	.false.	
[blank]setpoint for control variable	1	
Pumped Flow		
[6]pumped flow	0.8	L/d
[blank]controller	.false.	
[blank]setpoint for control variable	1	
Model Parameters		
[5]sludge blanket threshold concentration	2e+03	gTSS/m ³
[5]critical sludge blanket level	0.1	m
/ Settling /		
Double Exponential Parameters		
[5]use SVI to estimate settling parameters	.false.	
[5]sludge volume index	210	mL/g
[5]clarification (0 - bad, 1 - good)	0.3	-
[5]maximum settling velocity	274	m/d
[5]maximum Vesilind settling velocity	410	m/d
[5]hindered zone settling parameter	4e-04	m ³ /gTSS
[5]flocculant zone settling parameter	2.5e-03	m ³ /gTSS
[5]non-settleable fraction	0.001	-

Tabela F.2: Características físicas, operacionais, coeficientes estequiométricos e cinéticos utilizados no layout representando fase de controle em escala de bancada.

[5]maximum non-settleable solids	20	gTSS/m ³
Flow Distribution		
[5]quiescent zone maximum upflow velocity	100	m/d
[5]complete mix maximum upflow velocity	300	m/d
Integration Control		
Integration Settings		
numerical solver	Runge-Kutta-F...	
initial number of integration steps	50	
minimum integration step size	1e-30	d
maximum integration step size	0.1	d

Nas Tabelas F.3, F.4 e F.5 as frações orgânicas, de fósforo e de nitrogênio, os precipitados de metais, a fração de nutrientes do modelo ASM1, os coeficientes estequiométricos e cinéticos, características das lamelas do sedimentador e parâmetros de sedimentação não estão listados em virtude de serem iguais aos da Tabela F.2.

Tabela F.3: Características físicas, operacionais, coeficientes estequiométricos e cinéticos utilizados no layout representando fase com aplicação de lise celular em escala de bancada.

Label: Entrada	Value	Unit
/ Influent Stoichiometry /		
COD Fractions Model Coefficients		
[1]VSS/TSS ratio	0.88	
gVSS/gTSS		
[1]soluble fraction of total COD	0.35	-
Local Model Selection		
[1]local model for composite variables	.true.	
[1]local biological model	ASM1	
Influent Fractions		
[1]XCOD/VSS ratio	2.2	
gCOD/gVSS		
[1]BOD5/BODultimate ratio	0.66	-
Label: Tanque Aeração - CSTR	Value	Unit
/ Physical /		
Dimensions		
[3]maximum volume	4.93	L

Tabela F.3: Características físicas, operacionais, coeficientes estequiométricos e cinéticos utilizados no layout representando fase com aplicação de lise celular em escala de bancada.

Local Environment Selection		
[3]use local settings for O2 solubility	.false.	
Oxygen Solubility (if individual settings are used)		
[3]tank depth	30	cm
[3]liquid temperature	23	C
[3]air temperature	23	C
[3]oxygen fraction in air	0.21	-
/ Operational /		
Aeration Control		
[3]DO controller	.false.	
[3]DO setpoint	2	
Aeration Setup		
[3]aeration method	Kla	
[3]oxygen mass transfer coefficient (clean wa...	100	1/d
[3]aeration power	200	kW
[3]air flow (@STP) into aeration tank	1	L/min
General		
[3]alpha factor (for KLa)	0.8	-
[3]beta factor (for DO saturation)	0.95	-
[3]temperature coefficient for KLa	1.02	-
Kla		
[3]minimum oxygen mass transfer coefficient	0	1/d
[3]maximum oxygen mass transfer coefficient	300	1/d
Pumped Flow Control		
[4]pumped flow	0	m ³ /d
[blank]controller	.false.	
[blank]setpoint for control variable	1	
/ Composite Variable Stoichiometry /		
Organic Fractions		
[3]XCOD/VSS	1.48	
gCOD/gVSS		
[3]BOD5/BODultimate ratio	0.66	-
Nutrient Fractions		
[3]N content of active biomass	0.086	gN/gCOD
[3]N content of endogenous/inert mass	0.06	gN/gCOD
[3]P content of active biomass	0.021	gP/gCOD
[3]P content of endogenous/inert mass	0.021	gP/gCOD
Label: Sedimentador	Value	Unit
/ Physical /		
Clarifier Type		
[5]clarifier type	Flat Bottom	
[5]lamella in unit	.false.	
Input Required for All Types of Clarifiers		
[5]feed point from bottom	68	cm

Tabela F.3: Características físicas, operacionais, coeficientes estequiométricos e cinéticos utilizados no layout representando fase com aplicação de lise celular em escala de bancada.

Flat Bottom Clarifier Input		
[5]surface	3.04e-02	m ²
[5]water depth	10	cm
/ Operational /		
Underflow		
[7]proportional recycle	.false.	
stream label to which recycle is proportional	blank	
[7]recycle fraction	0.8	-
[7]underflow rate	3	L/d
[blank]controller	.false.	
[blank]setpoint for control variable	1	
Pumped Flow		
[6]pumped flow	0.8	L/d
[blank]controller	.false.	
[blank]setpoint for control variable	1	
Model Parameters		
[5]sludge blanket threshold concentration	2e+03	gTSS/m ³
[5]critical sludge blanket level	0.1	m

Tabela F.4: Características físicas, operacionais, coeficientes estequiométricos e cinéticos utilizados no layout representando fase de controle em escala real.

Label: Entrada	Value	Unit
/ Influent Stoichiometry /		
COD Fractions Model Coefficients		
[1]VSS/TSS ratio	0.91	gVSS/gTSS
[1]soluble fraction of total COD	0.35	-
Local Model Selection		
[1]local model for composite variables	.true.	
[1]local biological model	ASM1	
Influent Fractions		
[1]XCOD/VSS ratio	2.2	gCOD/gVSS
[1]BOD5/BODultimate ratio	0.66	-
Label: Tanque de Aeração - CSTR	Value	Unit
/ Physical /		
Dimensions		
[3]maximum volume	1.56e+06	L
Local Environment Selection		
[3]use local settings for O2 solubility	.false.	
Oxygen Solubility (if individual settings are used)		
[3]tank depth	450	cm
[3]liquid temperature	23	C
[3]air temperature	23	C
[3]oxygen fraction in air	0.21	-

Tabela F.4: Características físicas, operacionais, coeficientes estequiométricos e cinéticos utilizados no layout representando fase de controle em escala real.

/ Operational /		
Aeration Control		
[3]DO controller	.false.	
[3]DO setpoint	2	
Aeration Setup		
[3]aeration method	Kla	
[3]oxygen mass transfer coefficient (clean wa...	100	1/d
[3]aeration power	200	kW
[3]air flow (@STP) into aeration tank	6.94e+03	L/min
Pumped Flow Control		
[4]pumped flow	0	m ³ /d
[blank]controller	.false.	
[blank]setpoint for control variable	1	
/ Composite Variable Stoichiometry /		
Organic Fractions		
[3]XCOD/VSS	1.48	
gCOD/gVSS		
[3]BOD5/BODultimate ratio	0.66	-
Label: Sedimentador	Value	Unit
/ Physical /		
Clarifier Type		
[5]clarifier type	Flat Bottom	
[5]lamella in unit	.false.	
Input Required for All Types of Clarifiers		
[5]feed point from bottom	100	cm
Flat Bottom Clarifier Input		
[5]surface	386	m ²
[5]water depth	250	cm
/ Operational /		
Underflow		
[7]proportional recycle	.false.	
stream label to which recycle is proportional	blank	
[7]recycle fraction	0.8	-
[7]underflow rate	5.36e+06	L/d
[blank]controller	.false.	
[blank]setpoint for control variable	1	
Pumped Flow		
[6]pumped flow	1.88e+05	L/d
[blank]controller	.false.	
[blank]setpoint for control variable	1	
Model Parameters		
[5]sludge blanket threshold concentration	2e+03	gTSS/m ³
[5]critical sludge blanket level	200	cm

Tabela F.5: Características físicas, operacionais, coeficientes estequiométricos e cinéticos utilizados no layout representando fase com aplicação de lise celular em escala real.

Label: Entrada	Value	Unit
/ Influent Stoichiometry /		
COD Fractions Model Coefficients		
[1]VSS/TSS ratio gVSS/gTSS	0.91	
[1]soluble fraction of total COD	0.35	-
Local Model Selection		
[1]local model for composite variables	.true.	
[1]local biological model	ASM1	
Influent Fractions		
[1]XCOD/VSS ratio gCOD/gVSS	2.2	
[1]BOD5/BODultimate ratio	0.66	-
Label: Tanque Aeração - CSTR	Value	Unit
/ Physical /		
Dimensions		
[3]maximum volume	1.59e+06	L
Local Environment Selection		
[3]use local settings for O2 solubility	.false.	
Oxygen Solubility (if individual settings are used)		
[3]tank depth	450	cm
[3]liquid temperature	23	C
[3]air temperature	23	C
[3]oxygen fraction in air	0.21	-
/ Operational /		
Aeration Control		
[3]DO controller	.false.	
[3]DO setpoint	2	
Aeration Setup		
[3]aeration method	Kla	
[3]oxygen mass transfer coefficient (clean wa...	100	1/d
[3]aeration power	200	kW
[3]air flow (@STP) into aeration tank	6.94e+03	L/min
Pumped Flow Control		
[4]pumped flow	0	m ³ /d
[blank]controller	.false.	
[blank]setpoint for control variable	1	
Label: Sedimentador	Value	Unit
/ Physical /		
Clarifier Type		
[5]clarifier type	Flat Bottom	
[5]lamella in unit	.false.	
Input Required for All Types of Clarifiers		

Tabela F.5: Características físicas, operacionais, coeficientes estequiométricos e cinéticos utilizados no layout representando fase com aplicação de lise celular em escala real.

[5]feed point from bottom Flat Bottom Clarifier Input	100	cm
[5]surface	393	m ²
[5]water depth	250	cm
/ Operational /		
Underflow		
[7]proportional recycle	.false.	
stream label to which recycle is proportional	blank	
[7]recycle fraction	0.8	%
[7]underflow rate	5.36e+06	L/d
[blank]controller	.false.	
[blank]setpoint for control variable	1	
Pumped Flow		
[6]pumped flow	1.88e+05	L/d
[blank]controller	.false.	
[blank]setpoint for control variable	1	
Model Parameters		
[5]sludge blanket threshold concentration	2e+03	gTSS/m ³
[5]critical sludge blanket level		