**PÓS-TRATAMENTO FÍSICO-QUÍMICO POR
FLOTAÇÃO DE EFLUENTES DE REATORES
ANAERÓBIOS DE MANTA DE LODO (UASB)**

ROGÉRIO GOMES PENETRA

Orientador: Prof. Dr. MARCO ANTONIO PENALVA REALI

PÓS-TRATAMENTO FÍSICO-QUÍMICO POR FLOTAÇÃO DE EFLUENTES DE REATORES ANAERÓBIOS DE MANTA DE LODO (UASB)

Eng. Civil ROGÉRIO GOMES PENETRA

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

ORIENTADOR: Prof. Dr. Marco Antônio Penalva Realí

São Carlos
1998

**Ficha catalográfica preparada pela Seção de Tratamento
da Informação do Serviço de Biblioteca - EESC-USP**

P398p Penetra, Rogério Gomes
Pós-tratamento físico-químico por flotação de
efluentes de reatores anaeróbios de manta de lodo
(UASB) / Rogério Gomes Penetra. -- São Carlos,
1998.

Dissertação (Mestrado) -- Escola de Engenharia
de São Carlos-Universidade de São Paulo, 1998.

Área: Hidráulica e Saneamento.

Orientador: Prof. Dr. Marco Antônio Penalva
Reali.

1. Flotação por ar dissolvido. 2. Pós-
tratamento de reatores anaeróbios. 3. Remoção de
fósforo por flotação. I. Título.

FOLHA DE APROVAÇÃO

Candidato: Engenheiro **ROGÉRIO GOMES PENETRA**

Dissertação defendida e aprovada em 29-5-1998
pela Comissão Julgadora:

Prof. Doutor **MARCO ANTONIO PENALVA REALI (Orientador)**
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)

Prof. Titular **JOSÉ ROBERTO CAMPOS**
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)

Doutor **ANTONIO EDUARDO GIANANTE**
(SABESP - SP)

Prof. Titular **FAZAL HUSSAIN CHAUDHRY**
Coordenador da Área de Hidráulica e Saneamento

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

Ao meu pai Jair, por ensinar-me a aprender sempre, à minha mãe Arlinda, pelo exemplo de dedicação e à Márcia Simone da Silva (*in memoriam*), pela amizade e pelo exemplo de determinação.

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Marco Antonio Penalva Reali, pela oportunidade, pela confiança, pela amizade e pela orientação no decorrer deste trabalho.

Ao Prof. Tit. José Roberto Campos, pelo incentivo e pela confiança.

Ao Prof. Tit. Eugênio Foresti e a Dr. Livia Oliva, pelo empréstimo do reator UASB e pela consultoria no decorrer de sua operação.

Ao técnico Francisco Carlos Bergamini, do Laboratório de Instalações Hidro-Sanitárias da Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo (EESC-USP), pela parceria na montagem e manutenção dos equipamentos utilizados neste trabalho.

Aos técnicos da Oficina Mecânica da EESC-USP.

Aos técnicos do Laboratório de Saneamento, Paulo, Júlio, Cidinha e Eliana, pela constante colaboração, amizade e atenção oferecida ao longo do trabalho.

Às secretárias e demais funcionários administrativos do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC-USP, pelo trabalho e atenção diariamente prestados, propiciando a elaboração deste e de tantos outros trabalhos desenvolvidos neste Departamento.

Ao José Almir, Neyson, Cristiano e Marcos pelo companheirismo no Laboratório.

A Luci, Leila e Margarida pelo conhecimento compartilhado sobre a flotação.

Ao Prof. Virgílio Josué Balestro, docente no Colégio Paranaense Marista, em Curitiba-PR, mestre maior na arte de ensinar.

Ao meu irmão Gustavo, pelo companheirismo e pela ajuda mútua.

E, principalmente, à Ana Daysi, pela motivação, pelo carinho e amor dedicados.

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq), pela bolsa de mestrado (Processo nº 135553/96-2) e à Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo (FAPESP), pelo auxílio financeiro (Processo nº 97/1352-3) para aquisição de materiais e de equipamentos necessários a este trabalho.

SUMÁRIO

	LISTA DE FIGURAS	i
	LISTA DE TABELAS	v
	LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS	viii
	RESUMO	
	ABSTRACT	
1	INTRODUÇÃO	1
2	OBJETIVOS	4
3	REVISÃO DA LITERATURA	5
3.1	Flotação por ar dissolvido (FAD)	5
3.1.1	Sistemas de flotação	7
3.1.2	Fundamentos gerais da flotação por ar dissolvido (FAD)	8
3.1.3	Unidades de um sistema de flotação por ar dissolvido	10
3.1.4	Flotação por ar dissolvido no tratamento de águas residuárias	14
3.2	Coagulação e floculação	18
3.2.1	Coagulação e floculação em sistemas de flotação por ar dissolvido	23
3.3	Fósforo no esgoto sanitário	25
3.3.1	Química da remoção de fósforo	28
3.4	Reatores anaeróbios de manta de lodo (reatores UASB)	35
3.4.1	Considerações iniciais	35
3.4.2	Tipos de reatores anaeróbios	37
3.4.3	Processos de conversão em sistemas anaeróbios	38
3.4.4	Cinética da digestão anaeróbia	40
3.4.5	Reator UASB	42
4	MATERIAIS E MÉTODOS	46
4.1	Considerações iniciais	46
4.2	Descrição das instalações	49
4.2.1	Equipamento de floculação/flotação em escala de laboratório (flotatestes)	49
4.2.2	Instalação piloto de coagulação/floculação/flotação por ar dissolvido com escoamento contínuo (flotador)	51
4.2.3	Reator protótipo anaeróbio de manta de lodo (reator UASB)	59
4.2.4	Outros equipamentos e materiais utilizados neste trabalho	60
4.3	Efluente do reator UASB	62
4.4	Produtos químicos empregados	62
4.5	Ensaio em escala de laboratório, utilizando o flotatestes e com aplicação de cloreto férrico	63
4.5.1	Ensaio com variação da dosagem de cloreto férrico e do pH de coagulação	63
4.5.2	Ensaio com variação do tempo de floculação e do gradiente médio de velocidade de floculação	63
4.5.3	Ensaio com variação da quantidade de ar fornecida ao processo	64

4.6	Ensaios em escala de laboratório, utilizando o flotatestes e com aplicação de polímero catiônico	65
4.6.1	Ensaios com variação da dosagem de polímero catiônico	65
4.6.2	Ensaios com variação do tempo de floculação e do gradiente médio de velocidade de floculação	65
4.6.3	Ensaios com variação da quantidade de ar fornecida ao processo	65
4.7	Caracterização físico-química das amostras obtidas durante os ensaios com o flotatestes	66
4.8	Ensaios realizados na instalação piloto de flotação por ar dissolvido	67
4.8.1	Procedimento e monitoramento dos ensaios na instalação piloto	68
4.8.2	Ensaios com a instalação piloto utilizando cloreto férrico	69
4.8.3	Ensaios com instalação piloto utilizando polímero catiônico	70
4.8.4	Ensaios com a câmara de saturação visando determinação de sua eficiência	70
4.8.5	Caracterização físico-química das amostras obtidas durante os ensaios com a instalação piloto	71
4.9	Caracterização físico-química simplificada do esgoto bruto e do efluente do reator UASB ao longo de 24 horas	72
5	RESULTADOS E DISCUSSÕES	73
	FLOTATESTES	
5.1	Ensaios em escala de laboratório, utilizando o flotatestes e com aplicação de cloreto férrico	73
5.1.1	Variação da dosagem de cloreto férrico e do pH de coagulação, utilizando o flotatestes	74
5.1.2	Variação do tempo de floculação e do gradiente médio de velocidade de floculação, utilizando flotatestes e com aplicação de cloreto férrico	82
5.1.3	Variação da quantidade de ar fornecida ao processo, utilizando flotatestes e com aplicação de cloreto férrico	89
5.2	Ensaios em escala de laboratório, utilizando o flotatestes e com aplicação de polímero catiônico	94
5.2.1	Variação da dosagem de polímero catiônico, utilizando o flotatestes	94
5.2.2	Variação do tempo de floculação e do gradiente médio de velocidade de floculação, utilizando flotatestes e com aplicação de polímero catiônico	99
5.2.3	Variação da quantidade de ar fornecida ao processo, utilizando flotatestes e com aplicação de polímero catiônico	105
	INSTALAÇÃO PILOTO DE FLOTAÇÃO	
5.3	Ensaios com variação da quantidade de ar fornecida para diferentes taxas de aplicação superficial, utilizando a Instalação Piloto e com aplicação de cloreto férrico	110
5.4	Ensaios com variação da quantidade de ar fornecida para diferentes taxas de aplicação superficial, utilizando a Instalação Piloto e com aplicação de polímero catiônico	116
5.5	Eficiência da câmara de saturação	122
5.6	Caracterização físico-química simplificada do esgoto bruto e do efluente do reator UASB ao longo de 24 horas	125
6	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	129
7	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	133
	APÊNDICE 1	
	APÊNDICE 2	

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 3.1 -	Ângulo de contato entre uma fase sólida e uma fase gasosa imersas numa fase líquida.	8
FIGURA 3.2 -	Corte esquemático de uma unidade de floculação/flotação para visualização das dimensões referentes aos dois conceitos de taxa de aplicação superficial.	13
FIGURA 3.3 -	Fluxograma do tratamento de esgotos sanitários empregando reator anaeróbio seguido por sistema de flotação.	18
FIGURA 3.4 -	Diagrama de solubilidade do sulfato de alumínio em função da concentração molar do alumínio, a temperatura de 25 °C.	22
FIGURA 3.5 -	Diagrama de solubilidade do ferro em função da concentração molar de ferro, a temperatura de 25 °C.	22
FIGURA 3.6 -	Definição esquemática da formação de pontes entre partículas com aplicação de polímeros orgânicos.	24
FIGURA 3.7 -	Diagramas de equilíbrio de solubilidade para fosfatos de Fe, Al e Ca.	31
FIGURA 3.8 -	Ortofosfato solúvel residual em função do pH, durante co-precipitação dos fosfatos de ferro ou de alumínio em sistemas de lodos ativados.	34
FIGURA 3.9 -	Concentração de ortofosfato residual em função da dosagem de Fe^{3+} (pH não controlado e concentração de ortofosfato afluente entre 6 e 7 mg/L).	34
FIGURA 3.10 -	Curva característica da concentração de ortofosfato residual em função da dosagem de Fe.	34
FIGURA 3.11 -	Processos de conversão na digestão anaeróbia.	39
FIGURA 3.12 -	Representação esquemática de um reator UASB.	44
FIGURA 4.1 -	Fluxograma do método adotado para os ensaios de coagulação-floculação-flotação utilizando cloreto férrico no pós-tratamento físico-químico de efluentes de reatores UASB.	47
FIGURA 4.2 -	Fluxograma do método adotado para os ensaios de coagulação-floculação-flotação utilizando polímero catiônico no pós-tratamento físico-químico de efluentes de reatores UASB.	48
FIGURA 4.3 -	Fotografia do equipamento de floculação/flotação em escala de laboratório (flotateste).	50
FIGURA 4.4 -	Esquema geral do flotateste.	50
FIGURA 4.5 -	Esquema simplificado da instalação piloto de coagulação/floculação/flotação por ar dissolvido com escoamento contínuo (flotador).	56
FIGURA 4.6 -	Planta e cortes da instalação piloto de coagulação/floculação/flotação por ar dissolvido com escoamento contínuo (flotador).	57

FIGURA 4.7 -	Representação esquemática da câmara de saturação e do primeiro dispositivo de despressurização testado.	58
FIGURA 4.8 -	Fotografia da instalação piloto de coagulação/floculação/ flotação por ar dissolvido com escoamento contínuo (flotador).	58
FIGURA 4.9 -	Fotografia do sistema de tratamento composto por reator UASB e flotador	59
FIGURA 4.10 -	Fotografia do reator UASB	60
FIGURA 5.1 -	Fração remanescente de turbidez (T/T0) em função da velocidade de flotação para dosagem de cloreto férrico = 30 mg/L e diferentes valores de pH de coagulação.	77
FIGURA 5.2 -	Fração remanescente de turbidez (T/T0) em função da velocidade de flotação para dosagem de cloreto férrico = 45 mg/L e diferentes valores de pH de coagulação.	77
FIGURA 5.3 -	Fração remanescente de turbidez (T/T0) em função da velocidade de flotação para dosagem de cloreto férrico = 65 mg/L e diferentes valores de pH de coagulação.	78
FIGURA 5.4 -	Fração remanescente de turbidez (T/T0) em função da velocidade de flotação para dosagem de cloreto férrico = 90 mg/L e diferentes valores de pH de coagulação.	78
FIGURA 5.5 -	Fração remanescente de turbidez (T/T0) em função da velocidade de flotação para dosagem de cloreto férrico = 110 mg/L e diferentes valores de pH de coagulação.	79
FIGURA 5.6 -	Valores absolutos de pH de coagulação (A), fosfato total (B), cor aparente (C) e DQO não filtrada (D) do efluente do flotatestes em função das dosagens de cloreto férrico e de cal hidratada.	80
FIGURA 5.7 -	Fosfato total remanescente (%) em função de diferentes valores de pH de coagulação, para dosagens de FeCl_3 entre 30 e 110 mg/L.	81
FIGURA 5.8 -	Fração remanescente de turbidez (T/T0) em função da velocidade de flotação para tempo de floculação = 15 min e diferentes valores de gradiente médio de velocidade de floculação, com aplicação de cloreto férrico.	86
FIGURA 5.9 -	Fração remanescente de turbidez (T/T0) em função da velocidade de flotação para tempo de floculação = 25 min e diferentes valores de gradiente médio de velocidade de floculação, com aplicação de cloreto férrico.	86
FIGURA 5.10 -	Valores absolutos de fosfato total (A), DQO (B) e cor aparente (C) do efluente do flotatestes em função do gradiente médio de velocidade de floculação (s^{-1}) e tempo de floculação = 15 min, com aplicação de cloreto férrico.	88
FIGURA 5.11 -	Valores absolutos de fosfato total (D), DQO (E) e cor aparente (F) do efluente do flotatestes em função do gradiente médio de velocidade de floculação (s^{-1}) e tempo de floculação = 25 min, com aplicação de cloreto férrico.	88

FIGURA 5.12 - Fração remanescente de turbidez (T/T_0) em função da velocidade de flotação para diferentes valores de quantidade de ar fornecida, com aplicação de cloreto férrico.	91
FIGURA 5.13 - Valores absolutos de fosfato total (A), DQO (B) e cor aparente (C) do efluente do flotatesto em função da quantidade de ar fornecida, com aplicação de cloreto férrico.	93
FIGURA 5.14 - Fração remanescente de turbidez (T/T_0) em função da velocidade de flotação para diferentes dosagens de polímero catiônico.	96
FIGURA 5.15 - Valores absolutos de cor aparente (A), DQO (B) e fosfato total (C) do efluente do flotatesto em função da dosagem de polímero catiônico.	97
FIGURA 5.16 - Fração remanescente de turbidez (T/T_0) em função da velocidade de flotação para tempo de floculação = 15 min e diferentes valores de gradiente médio de velocidade de floculação, com aplicação de polímero catiônico.	102
FIGURA 5.17 - Fração remanescente de turbidez (T/T_0) em função da velocidade de flotação para tempo de floculação = 25 min e diferentes valores de gradiente médio de velocidade de floculação, com aplicação de polímero catiônico.	102
FIGURA 5.18 - Valores absolutos de fosfato total (A), DQO (B) e cor aparente (C) do efluente do flotatesto em função do gradiente médio de velocidade de floculação (s^{-1}) e tempo de floculação = 15 min, com aplicação de polímero catiônico.	104
FIGURA 5.19 - Valores absolutos de fosfato total (D), DQO (E) e cor aparente (F) do efluente do flotatesto em função do gradiente médio de velocidade de floculação (s^{-1}) e tempo de floculação = 25 min, com aplicação de polímero catiônico.	104
FIGURA 5.20 - Fração remanescente de turbidez (T/T_0) em função da velocidade de flotação para diferentes valores de quantidade de ar fornecida, com aplicação de polímero catiônico.	107
FIGURA 5.21 - Valores absolutos de fosfato total (A), DQO (B) e cor aparente (C) do efluente do flotatesto em função da quantidade de ar fornecida, com aplicação de polímero catiônico.	109
FIGURA 5.22 - Resultados de turbidez do esgoto bruto, do efluente do reator UASB e do efluente final observados ao longo de uma carreira de ensaios (item 4.7.2, DCF = 65 mg/L e TAS = 140 $m^3/m^2/d$) com a Instalação Piloto nas diferentes condições operacionais estudadas.	111
FIGURA 5.23 - Resultados de turbidez do esgoto bruto, do efluente do reator UASB e do efluente final observados ao longo de uma carreira de ensaios (item 4.7.2, DCF = 65 mg/L e TAS = 210 $m^3/m^2/d$) com a Instalação Piloto nas diferentes condições operacionais estudadas.	113
FIGURA 5.24 - Resultados de turbidez do esgoto bruto, do efluente do reator UASB e do efluente final observados ao longo de uma carreira de ensaios (item 4.7.3, DPC = 7 mg/L e TAS = 140 $m^3/m^2/d$) com a Instalação Piloto nas diferentes condições operacionais estudadas.	117

- FIGURA 5.25 - Resultados de turbidez do esgoto bruto, do efluente do reator UASB e do efluente final observados ao longo de uma carreira de ensaios (item 4.7.3, DPC = 7 mg/L e TAS = 210 m³/m²/d) com a Instalação Piloto nas diferentes condições operacionais estudadas. 118
- FIGURA 5.26 - Variações relativas de vazão de esgoto sanitário ao longo de 24 horas, adotando a vazão das 8:00 como base (100%), observadas durante a caracterização físico-química simplificada do esgoto sanitário e do efluente do reator UASB, nos dias 30/09, 01/10 e 06/10/97. 127
- FIGURA 5.27 - Concentrações de fosfato total, de demanda química de oxigênio (DQO) e de sólidos suspensos totais (SST) observadas durante a caracterização físico-química simplificada do esgoto sanitário e do efluente do reator UASB, nos dias 30/09, 01/10 e 06/10/97. 128

LISTA DE TABELAS

TABELA 3.1 -	Porcentagem das espécies iônicas de fosfato presente em solução, em diferentes valores de pH.	26
TABELA 3.2 -	Eficiência de vários processos e operações de tratamento na remoção de fósforo.	28
TABELA 3.3 -	Precipitados formados durante a precipitação química do fosfato.	29
TABELA 3.4 -	Resultados de sistemas de tratamento anaeróbio de esgotos sanitários.	45
TABELA 4.1 -	Seqüência das etapas de ensaios realizados com flotatestes e cloreto férrico.	64
TABELA 4.2 -	Seqüência das etapas de ensaios realizados com flotatestes e polímero catiônico.	66
TABELA 5.1 -	Eficiência (%) teórica de remoção de turbidez referente às dosagens de cal que apresentaram os melhores resultados para cada dosagem de cloreto férrico investigada, em diferentes velocidades de flotação.	79
TABELA 5.2 -	Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.5.1.	81
TABELA 5.3 -	Eficiência (%) teórica de remoção de turbidez referente aos valores de tempo de floculação e de gradiente médio de velocidade de floculação investigados em diferentes velocidades de flotação, com aplicação de cloreto férrico.	87
TABELA 5.4 -	Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.5.2.	87
TABELA 5.5 -	Eficiência (%) teórica de remoção de turbidez referente aos valores de fração de recirculação investigados em diferentes velocidades de flotação, com aplicação de cloreto férrico.	92
TABELA 5.6 -	Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.5.3.	92
TABELA 5.7 -	Eficiência (%) teórica de remoção de turbidez referente às dosagens de polímero catiônico investigadas, em diferentes velocidades de flotação.	98
TABELA 5.8 -	Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.6.1.	98
TABELA 5.9 -	Eficiência (%) teórica de remoção de turbidez referente aos valores de tempo de floculação e de gradiente médio de velocidade de floculação investigados em diferentes velocidades de flotação, com aplicação de polímero catiônico.	103
TABELA 5.10 -	Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.6.2.	103

TABELA 5.11 -	Concentração e remoção puntual de fosfato total das amostras coletadas durante os ensaios realizados nos dias 24/06/97, 01/07/97 e 08/07/97, sempre às 9h, referente aos itens 5.2.1, 5.2.2 e 5.2.3, respectivamente.	106
TABELA 5.12 -	Eficiência (%) teórica de remoção de turbidez referente aos valores de fração de recirculação investigados em diferentes velocidades de flotação, com aplicação de polímero catiônico.	108
TABELA 5.13 -	Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.6.3.	108
TABELA 5.14 -	Resultados demonstrativos do desempenho da Instalação Piloto com aplicação de cloreto férrico, nas diferentes condições operacionais estudadas. Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.7.2.	114
TABELA 5.15 -	Resultados demonstrativos do desempenho da Instalação Piloto com aplicação de cloreto férrico, nas diferentes condições operacionais estudadas. Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.7.2.	115
TABELA 5.16 -	Resultados demonstrativos do desempenho da Instalação Piloto com aplicação de polímero catiônico, nas diferentes condições operacionais estudadas. Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.7.3.	120
TABELA 5.17 -	Resultados demonstrativos do desempenho da Instalação Piloto com aplicação de polímero catiônico, nas diferentes condições operacionais estudadas. Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.7.3.	121
TABELA 5.18 -	Resultados dos ensaios com a câmara de saturação.	124
TABELA 5.19 -	Concentrações típicas de fosfato total, de demanda química de oxigênio e de sólidos suspensos totais presentes nos esgotos sanitários.	127
TABELA 5.20 -	Concentrações de fosfato total, de demanda química de oxigênio e de sólidos suspensos totais presentes nas amostras coletadas de esgoto sanitário e de efluente do reator UASB durante os ensaios de laboratório (flotatestes) e os ensaios com a Instalação Piloto de Flotação.	127

APÊNDICE 1

TABELAS 1 a 6 -	Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação em equipamento em escala de laboratório (flotatestes) com aplicação de cloreto férrico.
TABELAS 7 a 12 -	Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação em equipamento em escala de laboratório (flotatestes) com aplicação de polímero catiônico.

TABELAS 13 a 16-	Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação com aplicação de cloreto férrico em instalação piloto de fluxo contínuo (flotador) com efluente de reator protótipo UASB.
TABELAS 17 a 20-	Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação com aplicação de polímero catiônico em instalação piloto de fluxo contínuo (flotador) com efluente de reator protótipo UASB.

APÊNDICE 2

TABELA 1 -	Ensaio com a câmara de saturação.
TABELA 2 -	Caracterização físico-química simplificada do efluente do reator UASB ao longo de 24 horas. Amostras coletadas das 18:00 do dia 30/09/97 (terça-feira) às 6:00 do dia 01/10/97 (quarta-feira) e das 6:00 às 18:00 do dia 06/10/97 (segunda-feira).
TABELA 3 -	Caracterização físico-química simplificada do esgoto sanitário afluente do reator UASB ao longo de 24 horas. Amostras coletadas das 18:00 do dia 30/09/97 (terça-feira) às 6:00 do dia 01/10/97 (quarta-feira) e das 6:00 às 18:00 do dia 06/10/97 (segunda-feira).

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

ATP	Adenosina trifosfato
θ	Ângulo de contato na fronteira entre as fases sólida, líquida e gasosa
A	Área em planta da câmara de flotação (m ²)
CF	Cloreto férrico
k_d	Coeficiente de decaimento endógeno, d ⁻¹
Y	Coeficiente de produção celular (ou de lodo), g de biomassa (lodo) por g de substrato;
K_s	Concentração de S para a qual $\mu_0 = 0,5 \mu_{\text{máx}}$, g/L.
S	Concentração de substrato limitante, g/L
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio
DBO ₅ , bruta	Demanda bioquímica de oxigênio a 5 dias da amostra não filtrada
DQO _{filtr}	Demanda química de oxigênio da amostra filtrada (mg/L)
DQO _{bruta}	Demanda química de oxigênio da amostra não filtrada (mg/L)
SHS-EESC-USP	Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo
ϕ	Diâmetro (L)
DN	Diâmetro nominal
DQO _{susp}	Diferença entre DQO _{bruta} e DQO _{filtr} (mg/L)
Fosfato _{susp}	Diferença entre fosfato total e Fosfato _{filtr} (mg/L)
DCH	Dosagem de cal hidratada (mg/L)
DCF	Dosagem de cloreto férrico (mg/L)
DPC	Dosagem de polímero catiônico (mg/L)
ETEB-Sul	Estação de Tratamento de Esgotos de Brasília - Sul

FAD	Flotação por ar dissolvido
Fosfato _{filtr}	Fosfato da amostra filtrada (mg/L)
R	Fração de recirculação pressurizada (%)
T	Turbidez do efluente flotado (uT)
T0	Turbidez do efluente do reator UASB (uT)
Gf	Gradiente médio de velocidade de floculação (s^{-1})
Gmr	Gradiente médio de velocidade de mistura rápida (s^{-1})
X	Massa ou concentração de células (ou de lodo) no sistema, g/L
NTK	Nitrogênio total Kjeldahl
NA	Nível de água
OD	Oxigênio dissolvido (mg/L)
PC	Polímero catiônico
pH	Potencial hidrogeniônico
pH _{coag}	Potencial hidrogeniônico na coagulação
Psat	Pressão no interior da câmara de saturação (kPa)
S*	Quantidade de ar fornecida (g de ar/m ³ de efluente)
RALEX	Reator anaeróbio de leito expandido
UASB	Reator anaeróbio de manta de lodo
RA	Registro de agulha
Sp	Saturação do ar na água, em peso (g de ar/m ³ de água)
TAS	Taxa de aplicação superficial (m ³ /m ² /d)
TAScs	Taxa de aplicação superficial da câmara de saturação (m ³ /m ² /d)
μ_0	Taxa específica de crescimento, expressa em g de biomassa por g de substrato por dia

$\frac{\Delta X}{\Delta t}$	Taxa específica líquida de produção celular (lodo) no intervalo de tempo Δt ,
X	d^{-1}
$\mu_{\text{máx}}$	Taxa específica máxima de crescimento, expressa em g de biomassa por g de substrato por dia
TDH	Tempo de detenção hidráulica
Tf	Tempo de floculação (min)
Tmr	Tempo de mistura rápida
θ_c	tempo de residência celular (ou idade do lodo), d
μ_c^{min}	Tempo de retenção celular mínimo, d
γ_{LV}	Tensão interfacial líquido/vapor (N/m^2)
γ_{SL}	Tensão interfacial sólido/líquido (N/m^2)
γ_{SV}	Tensão interfacial sólido/vapor (N/m^2)
U	Utilização específica do substrato, g de substrato por g de biomassa por dia;
VR	Válvula de retenção
Q_{afl}	Vazão afluyente à câmara de floculação (m^3/d)
Q_{descarte}	Vazão de líquido floculado descartado imediatamente antes de sua entrada na câmara de flotação (m^3/d)
Q_R	Vazão de recirculação (m^3/d)
Q_{UASB}	Vazão efluente do reator UASB e afluyente à instalação piloto (m^3/d)
Q	Vazão floculada afluyente à câmara de flotação (m^3/d)
Q_{coag}	Vazão referente à dosagem de coagulante (m^3/d)
Vflot	Velocidade de flotação (cm/min)
Vf i	Velocidade de flotação i (cm/min)
V	Volume total da unidade de floculação (m^3)

RESUMO

PENETRA, R.G. (1998). *Pós-tratamento físico-químico por flotação de efluentes de reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB)*. São Carlos, 1998. 140p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

O emprego da flotação por ar dissolvido (FAD) para o pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios aparenta ser atraente considerando algumas características desse processo físico-químico. A FAD é reconhecidamente um processo de alta taxa, particularmente eficiente na remoção de material particulado em suspensão e de flocos produzidos pela coagulação química de águas residuárias. Além disso, há produção de lodo espesso e provavelmente arraste de parcela de gases e de compostos voláteis, presentes nos efluentes anaeróbios. Entretanto, a concepção de sistemas de FAD deve ser precedida por ensaios em unidades de flotação em escala de laboratório, permitindo a determinação dos principais parâmetros do processo. Neste trabalho, são apresentados e discutidos os resultados obtidos em laboratório e em instalação piloto de flotação com escoamento contínuo recebendo efluente de reator anaeróbio de manta de lodo (UASB), com 18 m³ de volume, tratando esgoto sanitário. Os ensaios em unidade em escala de laboratório foram realizados utilizando diferentes dosagens de cloreto férrico (entre 30 e 110 mg.L⁻¹) ou de polímero catiônico (entre 1,0 e 16,0 mg.L⁻¹), atuando como coagulantes. Além disso, foram estudadas as condições de floculação (tempo de 15 e de 25 min, e gradiente médio de velocidade de floculação entre 30 e 100 s⁻¹) e diferentes valores de quantidade de ar fornecido ao processo (S*, entre 4,7 e 28,5 g de ar por m³ de efluente). Com a instalação piloto de FAD foram realizados apenas ensaios preliminares variando-se a taxa de aplicação superficial (140 e 210 m³/m²/d) para diferentes valores de S* (14,8 a 29,5 g de ar por m³ de efluente). Com o emprego de dosagem de 65 mg.L⁻¹ de cloreto férrico, de tempo de 15 min e gradiente médio de velocidade de floculação de 80 s⁻¹ e de 19 g de ar por m³ de efluente, foram observados excelentes resultados em laboratório, com elevadas remoções de DQO (89%), de fosfato total (96%), de sólidos suspensos totais (96%), de turbidez (98%), de cor aparente (91%), de sulfetos (não detectado) e NTK (47%). Considerando o sistema UASB e FAD, nos testes em laboratório, foram observadas remoções globais de 97,7% de DQO, de 98,0% de fosfato total, de 98,9% de SST, de 99,5% de turbidez, de 97,8% de cor aparente e de 59,0% de NTK. Nos ensaios com a instalação piloto de FAD, o sistema apresentou remoções de 93,6% de DQO, de 87,1% de SST, de 90% de sulfetos e de 30% de NTK.

Palavras-chave: Flotação por ar dissolvido, pós-tratamento de reatores anaeróbios, remoção de fósforo por flotação

ABSTRACT

PENETRA, R.G. (1998). *Physical-chemical post-treatment by flotation of effluents from upflow anaerobic sludge blanket (UASB)*. São Carlos, 1998. 140p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

The utilization of dissolved-air flotation (DAF) for the post-treatment of effluents from anaerobic reactors seems to be attractive considering some characteristics features of such a physical-chemical process. DAF is known to be a high-rate process particularly efficient for the removal of suspended particles and flocs produced by the chemical coagulation of wastewaters. Moreover, it produces a thick sludge and probably promotes the stripping of gases and volatile compounds present in anaerobic effluents. However, the design of DAF systems has to be preceded by assays in lab-scale units permitting to establish the main process parameters. The results obtained from a lab-scale unit receiving effluent of a 18 m³ upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor treating domestic sewage are presented and discussed. The assays were performed firstly in a lab-scale unit, using ferric chloride (from 30 to 110 mg.L⁻¹) or cationic polymer (from 1.0 to 16.0 mg.L⁻¹) as coagulant under different concentrations. In order to obtain proper conditions for flocculation time (t) was fixed at 15 and 25 min and velocity gradient (G) was ranged from 30 to 100 s⁻¹. The required quantity of air (S*) was ranged from 4.7 to 28.5 g of air per m³ of wastewater. Using a FAD pilot plant, only preliminary assays were performed, using two surface load rate values (140 e 210 m³/m²/d) and different S* values (from 14.8 to 29.5 g of air per m³ of wastewater). Using a lab-scale unit, 65 mg.L⁻¹ FeCl₃, 15 min for t, 80 s⁻¹ for G and 19.0 g of air per m³ of wastewater for S*, the removal efficiencies obtained were 89% for COD, 96% for total phosphate, 96% for suspended solids, 98% for turbidity, 91% for apparent color, 47% for TKN and sulphites were not detected in final effluent. For the UASB-DAF systems, still in lab-scale unit, global efficiencies were 97.7% for COD, 98.0% for total phosphate, 98.9% for suspended solids, 99.5% for turbidity, 97.8% for apparent color and 59.0% for TKN. Using DAF pilot plant, system global efficiencies were 93.6% for COD, 87.1% for suspended solids, 90% for sulphites and 30% for TKN.

Keywords: Dissolved-air flotation, post-treatment for anaerobic reactors, phosphorus removal by flotation

1 INTRODUÇÃO

Dentre os processos biológicos amplamente empregados no tratamento de águas residuárias, destacam-se as lagoas de estabilização e os sistemas de lodos ativados, alternativas mais empregadas até recentemente. Os efluentes de lagoas de estabilização apresentam boa qualidade, notadamente em relação à remoção de patogênicos, muito embora a indisponibilidade de grandes áreas eventualmente inviabilize seu emprego. Os sistemas de lodos ativados, apesar de sua eficiência comprovada, apresentam elevados custos de implantação (obras civis e equipamentos) e grande consumo de energia elétrica, tornando-se onerosos (SOUSA, 1996).

Por outro lado, nos últimos anos, o processo anaeróbio vem sendo cada vez mais utilizado para o tratamento de esgotos sanitários. A compreensão do conceito do tempo de retenção celular dos microrganismos conduziu ao desenvolvimento de reatores biológicos anaeróbios capazes de imobilizar determinada fração de bactérias participantes do processo de digestão anaeróbia, sem envolver a elevação do tempo de detenção hidráulico. Esses reatores apresentam diversas vantagens sobre os reatores aeróbios, podendo-se citar o baixo custo de construção, operação e manutenção das instalações, baixa produção de lodo e possibilidade de aproveitamento do gás metano. Entre os reatores anaeróbios de alta taxa, destacam-se o digestor anaeróbio de contato, o filtro anaeróbio ascendente ou descendente, o reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) e o reator anaeróbio de leito expandido (RALEX).

No entanto, devido à sua própria natureza, o efluente de reatores anaeróbios requer tratamento complementar, segundo constatado por CAMPOS et al. (1996) e OLIVA (1997). Segundo CAMPOS et al. (1996), apesar de o efluente dos reatores anaeróbios necessitar de pós-tratamento, a combinação anaeróbio-aeróbio ou anaeróbio-físico-químico ainda resulta em concepções mais vantajosas do que aquelas que se fundamentam essencialmente no processo aeróbio.

A esse respeito, vale lembrar que, por ocasião da escolha de um determinado processo para o projeto de unidades de tratamento de águas residuárias, os processos biológicos foram, por um longo período e de maneira geral, preferidos por projetistas e estudiosos em detrimento dos processos físico-químicos. O conceito de que os processos físico-químicos não teriam condições de oferecer resultados e custos compatíveis era o principal argumento apresentado. Entretanto, estudos preliminares recentes realizados no Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo (SHS-EESC-USP), empregando o pós-tratamento físico-químico por flotação dos efluentes de

reatores anaeróbios apresentaram resultados surpreendentemente positivos em relação ao desempenho da associação sequencial de reatores anaeróbios com unidades de flotação por ar dissolvido (CAMPOS et al., 1996).

Além de seu emprego no polimento final, o sistema de FAD poderia ser excepcionalmente utilizado no tratamento convencional da vazão excedente prevista para as ocasiões de vazão extremamente elevada do afluente à estação de tratamento, observadas durante as precipitações pluviométricas de maior intensidade, e não suportada pelo sistema biológico (BRATBY, 1982).

Os aperfeiçoamentos dos projetos de unidades de flotação e o desenvolvimento de auxiliares de coagulação altamente eficientes ampliaram o campo de aplicação do processo de flotação (LUNDGREN, 1970). A flotação por ar dissolvido (FAD) é um processo que promove a ascensão das partículas no interior do reator, através da aderência das microbolhas de gás às partículas previamente floculadas, o que as torna menos densas que a água (flutuáveis), proporcionando sua rápida remoção na parte superior da unidade de flotação, com produção de lodo com elevado teor de sólidos, possibilidade de arraste de parcela de substâncias voláteis porventura presentes na água, possibilidade de oxidação de íons metálicos dissolvidos na água, além de constituir processo de alta taxa, resultando em unidades compactas e versáteis, que possibilitam bom nível de controle operacional através do monitoramento da quantidade de ar fornecida ao processo. Atualmente, a FAD é uma técnica de separação de fases bastante conhecida e utilizada no tratamento de águas naturais superficiais, para consumo humano ou industrial, de águas residuárias de refinarias de petróleo, de indústrias de papel e celulose, de graxas e detergentes, de matadouros, de tintas, mecânicas e alimentícias, visando o tratamento ou a recuperação de produtos valorizados, de efluentes urbanos e de lodos provenientes de tratamentos diversos, visando seu espessamento. Para o tratamento de águas para abastecimento, a FAD tem sido utilizada em substituição aos decantadores, visando a remoção de algas oriundas de corpos d'água eutrofizados e para clarificação de águas com elevada cor associada à baixa turbidez (REALI, 1991). O Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo (SHS-EESC-USP) estabeleceu uma linha de pesquisa sobre FAD desde 1982, através da qual vem estudando e aperfeiçoando o processo e desenvolvendo novas aplicações e novos sistemas de tratamento nos quais a flotação efetivamente apresente eficiência comprovada. Dentre estas aplicações, são citados os trabalhos realizados por CAMPOS & REALI (1985), REALI & CAMPOS (1984, 1992, 1993 e 1995), REALI (1991 e 1994), COELHO et al. (1991), REALI & GIANOTTI (1993), REALI & BRAGA (1995),

CAMPOS et. al. (1996), REALI & DOMBROSKI (1996), REALI & MARCHETTO (1996), REALI & SANTOS (1996) e LIMA & REALI (1997).

O presente trabalho tem como principal proposta o estudo dos principais parâmetros que influenciam no processo de flotação por ar dissolvido aplicado no pós-tratamento do efluente de reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB), visando a maximização da eficiência do tratamento (remoção de fósforo, de carga orgânica e de sólidos suspensos). Nos estudos empregando instalação piloto de flotação também pode ser observada remoção de Coliformes fecais.

Prevendo sua possível disposição no solo, utilizando-o na agricultura, é recomendável que o lodo gerado no sistema de flotação apresente em sua composição química a menor concentração possível de compostos químicos agressivos ao solo e às culturas em geral. Por esta razão, o uso de sulfato de alumínio como coagulante foi descartado para o estudo aqui apresentado. No processo de coagulação do efluente do reator UASB, foram utilizados cloreto férrico e polímero sintético catiônico, isoladamente.

Os resultados obtidos no presente trabalho constituem subsídios para o projeto e operação de sistemas de tratamento de esgotos sanitários contendo reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB) seguidos de unidades de flotação por ar dissolvido.

2 OBJETIVOS

O objetivo geral do presente trabalho foi:

- Investigar o desempenho da flotação por ar dissolvido como pós-tratamento físico-químico por flotação de efluentes de reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB), com a utilização de cloreto férrico e de polímero catiônico como coagulantes.

Para consecução deste objetivo principal, foram realizadas diferentes etapas de trabalho, compreendendo os seguintes objetivos específicos:

- Utilização de unidade de flotação por ar dissolvido em escala de laboratório (Flotateste) para investigar a influência da dosagem de cloreto férrico e de polímero catiônico, dos parâmetros de floculação (tempo e gradiente médio de velocidade de floculação) e da quantidade de ar fornecida no desempenho da flotação e
- Emprego de unidade piloto de flotação por ar dissolvido para realizar investigação preliminar da influência da quantidade de ar fornecida e da taxa de aplicação superficial na flotação, com aplicação de dois tipos de coagulante (cloreto férrico e polímero catiônico).

3 REVISÃO DA LITERATURA

Nas páginas seguintes são apresentados os fundamentos gerais da flotação, seus diferentes sistemas e tipos, sua utilização no tratamento de diversos efluentes industriais e águas residuárias em geral e em particular no tratamento de esgotos sanitários. Também são descritas as diferentes unidades de um sistema de flotação por ar dissolvido e mencionados alguns aspectos da influência da coagulação e da floculação nesta técnica. As diferentes formas de fósforo presentes nos esgotos sanitários e a química de sua remoção também são brevemente descritas neste capítulo. Também é apresentada uma breve explanação do processo biológico anaeróbio e das características dos reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB).

3.1 Flotação por ar dissolvido (FAD)

A aplicação industrial de bolhas para flotar pequenas partículas presentes na água teve origem no século passado, nas indústrias de processamento de minérios. O uso da flotação em outras atividades industriais era muito pequeno até por volta de 1960, quando a flotação por ar dissolvido (FAD), que já havia sido utilizada com êxito em indústrias de papel, foi empregada no tratamento de água e de águas residuárias. A partir de então, a FAD apresentou um crescente desenvolvimento como processo e em suas aplicações (IVES, 1984).

LUNDGREN (1970) afirma que os aperfeiçoamentos dos projetos de unidades de flotação e o desenvolvimento de auxiliares de coagulação altamente eficientes ampliaram o campo de aplicação do processo de flotação.

Atualmente, a FAD é uma técnica de separação de fases conhecida e utilizada no campo de saneamento ambiental, abrangendo vários tipos de aplicação. MOUCHET (1983) e outros autores citam os diferentes tipos de tratamentos nos quais a FAD é utilizada:

- águas naturais superficiais, para consumo humano ou industrial;
- certos efluentes industriais, como águas residuárias de refinarias de petróleo (GULYAS & REICH, 1995), indústrias de papel e celulose (LIMA & REALI, 1997), de graxas e detergentes (ABOU-ELELA et al., 1995), de matadouros (MARTÍNEZ, 1995), de tintas, mecânicas e alimentícias (SCHNEIDER et al., 1995, e REALI & BRAGA, 1995), visando o tratamento ou a recuperação de produtos valorizados;
- esgotos sanitários e
- lodos provenientes de tratamentos diversos, visando seu espessamento.

Segundo REALI (1991), mais recentemente, a FAD tem sido empregada com bastante sucesso na clarificação de águas de abastecimento, em substituição aos decantadores. A FAD

surgiu como uma das tecnologias mais promissoras e capaz de solucionar problemas que os decantadores não solucionam em vista da:

- elevada concentração de algas em suspensão oriunda do crescente processo de eutrofização verificado em inúmeros reservatórios de acumulação utilizados para abastecimento público. A velocidade de sedimentação das algas é pequena mesmo após coagulação e floculação e desta forma os flocos atravessam os decantadores, sobrecarregando as unidades subsequentes (filtros);
- situação análoga ocorre quando a água apresenta cor elevada associada à baixa turbidez.

A FAD tornou-se, então, uma alternativa promissora pois, inversamente à sedimentação, é um processo que promove a ascensão das partículas no interior do reator, mediante aderência das microbolhas de gás às partículas previamente floculadas, o que as torna menos densas que a água (flutuáveis), proporcionando sua rápida remoção na parte superior da unidade de flotação. Portanto, a FAD apresenta algumas vantagens sobre a sedimentação (REALI, 1991):

- possibilidade de arraste de parcela de substâncias voláteis porventura presentes na água;
- possibilidade de oxidação de íons metálicos dissolvidos na água, como o ferro por exemplo;
- produção de lodo com elevado teor de sólidos na superfície do flotador, podendo atingir até 12%, dependendo do tipo de dispositivo de coleta utilizado e das características da dispersão;
- processo de alta taxa, resultando em unidades compactas e versáteis, que possibilitam bom nível de controle operacional através do monitoramento da quantidade de ar fornecida ao processo;
- dosagens menores de coagulante, para obtenção de eficiências de remoção semelhantes.

Em vistas das vantagens mencionadas, a FAD tem sido objeto de estudos de diversos pesquisadores da área de saneamento, visando determinar e otimizar os parâmetros influentes no processo e descobrir novas aplicações nesta área. O Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo (SHS-EESC-USP) estabeleceu uma linha de pesquisa sobre FAD desde 1982, através da qual vem estudando e aperfeiçoando o processo e desenvolvendo novas aplicações e novos sistemas de tratamento nos quais a flotação efetivamente apresente eficiência comprovada. Dentre estas, pode-se citar CAMPOS & REALI (1985), REALI & CAMPOS (1984, 1992, 1993 e 1995),

REALI (1991 e 1994), COELHO et al. (1991), REALI & GIANOTTI (1993), REALI & BRAGA (1995), CAMPOS et al. (1996), REALI & DOMBROSKI (1996), REALI & MARCHETTO (1996), REALI & SANTOS (1996) e LIMA & REALI (1997).

3.1.1 Sistemas de flotação

“A flotação pode ser definida como sendo um processo de separação de partículas sólidas ou líquidas (óleo, por exemplo) de uma fase líquida através da utilização de bolhas de gás, normalmente o ar. As bolhas, aderindo à superfície da partícula, aumentam seu empuxo, provocando a ascensão das mesmas em direção à superfície da fase líquida, onde são devidamente coletadas após atingirem concentração adequada.” (REALI, 1991).

Os diferentes métodos de produção de bolhas originam os diferentes tipos de flotação (ZABEL, 1984):

- **Flotação por ar disperso:** turbinas e rotores são utilizados para promover a dispersão, aeração e agitação da suspensão, produzindo bolhas com diâmetro superior a 1 mm. Para produção de bolhas com diâmetros menores, o gás pode ser introduzido através de placas porosas localizadas no fundo do reator;
- **Flotação eletrolítica:** a passagem de corrente contínua entre dois eletrodos localizados na câmara de flotação provoca a eletrólise da água, gerando bolhas de hidrogênio e de oxigênio com diâmetros menores do que aqueles obtidos com a flotação por ar disperso ou por ar dissolvido;
- **Flotação por ar dissolvido:** as bolhas são geradas pela redução da pressão de um fluxo de água supersaturado com ar. Desta forma, o ar é precipitado na forma de pequenas bolhas, geralmente com diâmetro menor que 100 μm , e com pouca agitação do líquido. Há três diferentes tipos de flotação por ar dissolvido:
 - ◊ *Flotação a vácuo:* o líquido a ser tratado é saturado com ar em pressão atmosférica. Na sequência, é introduzido em uma câmara de flotação submetida a vácuo (pressão negativa), onde ocorrerá a liberação do ar e formação das bolhas;
 - ◊ *Micro-flotação:* o líquido a ser tratado é enviado a grandes profundidades (cerca de 10 m) onde é saturado com ar. À medida que é encaminhado de volta à superfície, o líquido é submetido a pressões gradativamente menores, o que provoca a liberação do ar e a formação das bolhas;
 - ◊ *Flotação por pressurização:* o líquido a ser tratado é supersaturado com ar em altas pressões, obtidas em câmaras de saturação. Ao ser enviado à câmara de flotação sob pressão atmosférica, o ar dissolvido é liberado e ocorre a

formação das bolhas. Atualmente, é o tipo mais utilizado. Há três diferentes variações na flotação por pressurização:

- ✓ Pressurização total do afluente: o volume total afluente é saturado com ar em altas pressões;
- ✓ Pressurização parcial do efluente: somente uma fração do volume afluente é saturado com ar em altas pressões. A fração restante é enviada diretamente à câmara de flotação.
- ✓ Recirculação pressurizada: uma fração do volume já clarificado é saturado com ar em altas pressões, recirculado para a câmara de flotação e misturado ao volume total afluente. O presente estudo prevê o emprego dessa modalidade de flotação por ar dissolvido.

3.1.2 Fundamentos gerais da flotação por ar dissolvido (FAD)

Segundo SHERGOLD¹ apud REALI (1991), a aderência de uma bolha de gás a uma superfície sólida imersa em uma fase líquida ocorre quando a condição termodinâmica é observada, ou seja, há o estabelecimento de um ângulo de contato (θ) diferente de zero na fronteira entre as três fases, conforme mostrado na FIGURA 3.1.

FIGURA 3.1- Ângulo de contato entre uma fase sólida e uma fase gasosa imersas numa fase líquida.
Fonte: SHERGOLD (1984) apud REALI (1991).

De acordo com KITCHENER² apud REALI (1991), é comprovado experimentalmente que, caso a fase sólida não consiga formar um ângulo de contato diferente de zero com a fase gasosa em um meio líquido, as partículas (fase sólida) não são flotáveis.

¹ SHERGOLD, H.L. (1984). "Flotation in mineral processing". In: NATO ADVANCED INSTITUTE ON THE SCIENTIFIC BATION, Cambridge, England, July 5-16, 1982. Proceedings. Ed. by K.J. IVES. The Hague, Martinus Nijhoff, 1984, p.229-87.

² KITCHENER, J.A. (1984). "The froth flotation process: past, present and future. In: NATO ADVANCED INSTITUTE ON THE SCIENTIFIC BASIS OF FLOTATION, Cambridge, England, July 5-16, 1982. Proceedings. Ed. by K.J. IVES. The Hague, Martinus Nijhoff, 1984, p.3-51.

Além disso, o autor conclui que a flotabilidade de um sólido depende do seu grau de hidrofobicidade, responsável pelo estabelecimento de um ângulo de contato finito.

GOCHIN & SOLARI (1983) testaram a flotação por ar dissolvido de partículas e flocos de quartzo em meio líquido para determinar o papel do grau de hidrofobicidade das partículas e dos flocos na eficiência do processo. Segundo os autores, as condições hidrodinâmicas do sistema e o grau de hidrofobicidade das partículas controlam a capacidade de aderência das bolhas às partículas. A partir da consideração destes dois aspectos, vários mecanismos de contato são citados pelos autores: colisão bolha-floco causada pela turbulência e/ou carga de atração, aprisionamento das bolhas pré-formadas na estrutura dos flocos, crescimento de bolhas, por nucleação, nos sólidos presentes no interior da estrutura dos flocos. A importância relativa de qualquer dos mecanismos citados depende particularmente do sistema em investigação. Os estudos demonstraram que as partículas e os flocos de quartzo que eram hidrofílicos não puderam ser flotados pela FAD, o que demonstra a necessidade da hidrofobicidade e a importância da agregação do ponto de vista da cinética do processo.

Além da hidrofobicidade, há outros fatores que afetam a FAD.

Basicamente, um sistema de FAD é composto por uma unidade de coagulação e outra de floculação, seguida de uma câmara de flotação. Uma fração do líquido tratado é recirculada, pressurizada e saturada com ar em uma câmara de saturação. O líquido recirculado é introduzido na câmara de flotação através de uma série de dispositivos injetores e misturado à vazão afluyente floculada. Nos dispositivos injetores, a pressão é reduzida à pressão atmosférica, liberando o ar na forma de pequenas bolhas. As bolhas de ar fixam-se aos flocos e ascendem à superfície da câmara de flotação, formando o lodo flotado, retirado através de raspadores mecanizados ou pela operação de inundação (ZABEL, 1985). Portanto, o tratamento químico efetivo, a floculação, a quantidade de ar fornecido, os dispositivos injetores e a remoção do lodo flotado afetam a eficiência global da FAD. O tratamento químico efetivo e a floculação serão discutidos posteriormente (itens 3.2 e 3.3)

3.1.3 Unidades de um sistema de flotação por ar dissolvido

Unidade de geração de microbolhas

“Uma unidade de geração de microbolhas convencional é composta basicamente de um conjunto moto-bomba para pressurização da água, seguido de uma câmara de saturação onde o gás (normalmente o ar) é dissolvido na massa líquida sob pressão, e finalmente de um dispositivo de despressurização da água que sai da câmara de saturação” (REALI & CAMPOS, 1992).

REES (1980) comenta que, em média, para tratamento de águas de abastecimento, a construção do sistema de geração de microbolhas consome cerca de 10 a 12% do custo total de unidades de FAD na clarificação de água, enquanto o fornecimento de ar para saturação constitui 50% do custo total de operação. Desta forma, o projeto desta unidade deve ser bastante criterioso, de forma a garantir a máxima dissolução do ar na água (REALI & CAMPOS, 1992).

REES (1980) desenvolveu estudo experimental com o objetivo de otimização de projetos de câmaras de saturação. Foram avaliadas câmaras sem recheio e com diferentes tipos de recheio. Inicialmente o autor comenta que para fornecer a mesma quantidade de ar à câmara de flotação, uma câmara de saturação sem recheio tem de ser operada a uma pressão aproximadamente 200 kPa maior do que aquela necessária para uma câmara com recheio. O autor conclui que:

- Uma camada de recheio de 0,8 m de anéis (ϕ 25 mm) de propileno tipo Pall é necessária para obtenção de saturação da água próxima a do nível teórico.
- A eficiência alcançada pelos diferentes tipos de anéis (ϕ 25 mm) testados foram bastante similares, entretanto o melhor resultado foi obtido pelos anéis tipo Pall.
- A câmara pode ser operada a taxas de aplicação superficial entre 300 e 2500 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ sem perda de eficiência.
- A distribuição uniforme da água recirculada sobre o recheio é essencial para obtenção de sua melhor eficiência.
- A eficiência de saturação de uma câmara sem recheio foi consideravelmente menor (40%) do que aquela alcançada pela câmara com recheio.

REALI & CAMPOS (1992) estudaram o desempenho de uma câmara de saturação contendo recheio composto por segmentos de tubo de PVC (DN 30), em busca de uma alternativa mais econômica, tendo em vista que os recheios patenteados existentes no mercado têm custo significativamente maior. Neste estudo, o autor também apresenta método original desenvolvido para obtenção da quantidade de ar liberada nos testes com a câmara de saturação e posteriormente adotado nos demais estudos envolvendo FAD na Escola de Engenharia de São Carlos - USP. Ao término do trabalho, o autor conclui que a câmara contendo o recheio em estudo apresentou bom desempenho em taxas de aplicação superficial entre 290 e 1060 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ e em pressão entre 200 a 490 kPa, alcançando capacidade de saturação de 96% em comparação àquela proposta por ZABEL (1982).

ZABEL (1982) alerta para uma possível desvantagem do uso de recheio: o risco de entupimento devido ao crescimento biológico. Entretanto, o próprio autor relata que ainda não foi observada nenhuma situação semelhante.

Outro fator a ser considerado no sistema de geração de microbolhas são os dispositivos injetores, responsáveis pela despressurização da vazão oriunda da câmara de saturação. Sob condições altamente turbulentas, proporcionadas pela passagem do líquido saturado pelos dispositivos injetores, a pressão é repentinamente reduzida e ocorre a liberação do ar na forma de microbolhas. Os dispositivos devem estar localizados tão próximos quanto possível do ponto onde ocorre a mistura do líquido recirculado com a vazão afluyente floculada, de forma a minimizar a perda de microbolhas de ar resultantes de sua aglutinação (ZABEL, 1985). A aglutinação das microbolhas é prejudicial a FAD tendo em vista que as bolhas resultantes possuem diâmetro, empuxo e velocidade ascensional maior, o que acarreta diminuição do número total de bolhas e aumento da turbulência do líquido no interior da câmara de flotação. O aumento da turbulência pode vir a provocar quebra dos flocos.

As características dos dispositivos injetores (diâmetro da entrada e da saída e configuração interna) também devem ser consideradas no projeto, tendo em vista que altas velocidades de entrada do líquido recirculado na câmara de flotação podem acarretar quebra de flocos e piora na qualidade final do efluente. Bocais especiais patenteados, registros de agulha e até simples registros de gaveta podem ser utilizados como dispositivos injetores (ZABEL, 1985).

A quantidade de ar fornecida à câmara de flotação pode ser variada mediante alteração da fração de recirculação, da pressão na câmara de saturação ou por ambas. Experimentos variando a fração de recirculação e a pressão demonstraram que a qualidade da água tratada era dependente somente da quantidade de ar fornecida ao sistema, independente dos valores individuais de pressão e de recirculação (ZABEL, 1982). Entretanto, em estudo realizado por REALI (1994), o autor recomenda que antes de serem adotados valores elevados de fração de recirculação, seja maximizada a pressão de operação na câmara de saturação. Tal observação é importante para unidades de clarificação de alguns tipos de águas residuárias, onde podem ser requeridos valores elevados de fração de recirculação (acima de 50%, em certos casos), devido à necessidade de fornecimento de grande quantidade de ar ao processo. A observação demonstra também a importância da adoção de câmaras de saturação mais eficientes. Além disso, pressões elevadas produzem bolhas menores. Entretanto, acima de 500 kPa, o aumento na pressão de saturação tem pequeno efeito sobre o diâmetro das bolhas. Na prática, para garantir pequenas bolhas (apropriadas à FAD), é recomendável que a câmara de saturação opere com pressão na faixa de 350 a 600 kPa.

Os equipamentos constituintes de uma unidade de geração de microbolhas são mostrados esquematicamente na FIGURA 4.5, itens 6 a 13.

Câmara de flotação

As câmaras de flotação convencional são divididas em duas zonas: zona de contato e zona de clarificação. A zona de contato, também denominada zona de reação ou de mistura, é o local onde ocorre a mistura entre a fração de recirculação do líquido saturado e vazão floculada afluente à câmara. Desta forma, o tempo de detenção hidráulica da mistura nesta zona deverá ser suficiente para promover o contato entre as microbolhas de ar e os flocos, garantido a máxima eficiência possível. Segundo EDZWALD (1992), a função da zona de contato é proporcionar contato e aderência dos flocos às microbolhas enquanto a função da zona de clarificação é promover condições adequadas de repouso (baixas velocidades descendentes) para que o conjunto bolhas-floco alcance à superfície.

Através de estudo experimental com uma unidade por batelada e outra com escoamento contínuo, um modelo cinético para a FAD foi desenvolvido por FUKUSHI et al. (1995). O modelo cinético apresentado pelos autores propõe equações descritivas do processo de colisão e aderência entre bolhas e flocos na zona de contato e velocidade ascensional do conjunto bolhas-floco em uma câmara de flotação. Os autores afirmam que é possível prever o aumento do número de colisões com aderência bolhas-floco e o aumento da eficiência de remoção através de um aumento no tempo de mistura.

As câmaras de flotação podem ser retangulares ou circulares (em planta). A forma retangular permite que o líquido floculado seja introduzido na câmara de flotação sem quebra de flocos. Além disso, a mistura entre o líquido floculado e a fração de recirculação pode ser mais eficiente e distribuída igualmente ao longo da largura da câmara. Com a forma retangular, as obras de engenharia são simplificadas.

Um parâmetro utilizado para projeto de câmaras de flotação é denominado taxa de aplicação superficial (TAS). A TAS é utilizada para o dimensionamento da área em planta das câmaras. BRATBY & MARAIS ³ apud MARCHETTO (1996) definiram TAS como a *razão entre a vazão total afluente à câmara de flotação e a área onde ocorre o escoamento descendente*. COELHO et al. (1991), ao estudarem a influência da TAS na FAD para clarificação de águas para abastecimento, adotaram o mesmo conceito que BRATBY & MARAIS. Entretanto, durante suas considerações finais, os autores relatam que foram encontrados dois conceitos diferentes para a TAS na literatura consultada. O primeiro era o conceito adotado no estudo. O segundo considerava a *área contribuinte como sendo a área interfacial entre a camada de lodo formada e a água clarificada* (ver FIGURA 3.2, elaborada pelo autor dessa dissertação). Desta forma, os autores acreditam que o intervalo

real de TAS esteja entre os limites definidos pelos dois conceitos. REALI (1994), ao propor um modelo teórico para o processo de FAD, adota o segundo conceito de TAS ao fazer análises comparativas entre os parâmetros operacionais ‘fração de recirculação’ e ‘quantidade de ar fornecida’.

ZABEL (1985) comenta que, em função do curto tempo de detenção hidráulica em uma unidade de flotação (12 a 20 min nos tanques de floculação e 10 min no tanque de flotação, em geral), o processo pode ser iniciado rapidamente e alcançar seu equilíbrio dinâmico em torno de 45 min, proporcionando efluente tratado de boa qualidade.

FIGURA 3.2 – Corte esquemático de uma unidade de floculação/flotação para visualização das dimensões referentes aos dois conceitos de taxa de aplicação superficial.

3.1.4 Flotação por ar dissolvido no tratamento de águas residuárias

Apesar de o tratamento físico-químico dos esgotos sanitários ter sido prática comum no início do século, o tratamento biológico praticamente o substituiu ao longo dos anos. As vantagens do tratamento físico-químico são o menor investimento inicial, o controle operacional facilitado, a reduzida susceptibilidade em relação à carga tóxica afluyente e possibilidade de remoção quase completa de nutrientes (nitrogênio e fósforo). Entretanto, suas desvantagens são: problemas relacionados ao lodo altamente putrecível produzido e os altos

³ BRATBY, J. e MARAIS, G.V.R. (1975) Saturator performance in dissolved air (pressure) flotation. *Water Research*, v.9, p.929-36.

custos da adição química. Independentemente, parece ter havido um novo interesse pelo tratamento físico-químico, particularmente para medidas emergenciais, para aplicações sazonais e para tratamento preliminar antes de sistemas biológicos. Além disso, já é amplamente empregado no tratamento terciário das águas residuárias (BRATBY, 1982).

Ainda segundo o autor, no tratamento de esgotos sanitários, há duas técnicas para remoção dos flocos formados durante a coagulação e floculação: sedimentação e flotação. A filtração é inadequada por causa da concentração relativamente elevada de sólidos, o que implica em carreiras muito curtas para os filtros. BÉBIN & JACQUART⁴ apud BRATBY (1982) compararam unidades de sedimentação com placas inclinadas e sistemas de flotação por ar dissolvido para o tratamento físico-químico das águas residuárias de estâncias turísticas localizadas nas montanhas e no litoral. Os resultados obtidos indicaram a flotação como o sistema mais apropriado, apresentando como uma das principais vantagens o alto teor de sólidos no lodo gerado, em comparação com a sedimentação, e, portanto, minimizando problemas em relação à disposição final desse mesmo lodo.

MENNELL (1974) desenvolveu estudo visando investigar a utilização da flotação por ar dissolvido (FAD) precedida pela coagulação e floculação com cal na remoção de fósforo dos esgotos sanitários após tratamento primário. Foram testadas taxas de aplicação superficial (TAS) entre 290 e 1000 m³/m²/d e a fração de recirculação (R) foi investigada para valores entre 30 e 100%. Os melhores resultados foram obtidos com TAS igual 410 m³/m²/d e R igual a 65%. O gradiente de velocidade de mistura rápida mantido durante os ensaios foi de 2300 s⁻¹. Nenhum benefício aparente foi observado quando o tempo de floculação foi elevado de 9 para 18 minutos. Os resultados indicaram que a DQO particulada foi significativamente reduzida, enquanto a DQO solúvel obteve pequena redução de sua concentração. A remoção de fosfato total variou entre 97 e 99% com dosagem de cal equivalente a 350 mg Ca(OH)₂/L, sendo que a concentração do fosfato residual efluente foi igual a 0,4 mg/L. A turbidez do efluente permaneceu abaixo de 2 uT e a concentração dos sólidos suspensos totais (SST) foi menor que 5 mg/L. Entretanto, a concentração de sólidos totais (ST) praticamente não foi alterada pelo tratamento. A remoção de nitrogênio orgânico variou entre 30 e 60% para dosagens de cal entre 150 e 450 mg Ca(OH)₂/L. Somente uma pequena parcela do nitrogênio amoniacal foi removida. Com dosagem de cal equivalente a 450 mg Ca(OH)₂/L, houve redução de 99,9% nos Coliformes totais. O cromo e o cobre tiveram 100% de redução, o ferro

⁴ BÉBIN, J.; JACQUART, J.C. (1978). 'Pilot studies on the utilization of flotation and accelerated clarification units for the direct physico-chemical treatment of domestic wastewaters'. *Prog. Water Technol.*, **10**, 205.

97% e o zinco 94% para dosagens de 388 mg $\text{Ca}(\text{OH})_2/\text{L}$. O molibdênio não sofreu redução em sua concentração. O teor de sólidos do lodo flotado foi aproximadamente igual a 2%.

BRATBY (1982) investigou a eficiência da flotação por ar dissolvido aplicada no tratamento de esgotos sanitários quimicamente precipitados, na Estação de Tratamento de Esgotos de Brasília – Sul (ETEB-Sul). O sistema de tratamento existente na ETEB-Sul consistia de gradeamento, caixa de areia, sedimentação primária, aeração dos lodos ativados e sedimentação secundária e o efluente final era encaminhado diretamente ao Lago Paranoá, bastante eutrofizado naquele momento. O sistema não era capaz de tratar toda a vazão afluyente ($0,90 \text{ m}^3/\text{s}$) e, desta forma, a vazão excedente ($0,45 \text{ m}^3/\text{s}$), após sedimentação primária, era desviada do sistema de lodos ativados e encaminhada diretamente ao Lago Paranoá. Essa operação (*by-pass*) era realizada durante todo o ano e estava prevista ampliação futura desse sistema, de modo a tratar a vazão total afluyente. Os experimentos realizados pelo autor visavam testar a possibilidade de instalação de um sistema de flotação por ar dissolvido para tratamento da vazão excedente, enquanto o sistema existente não fosse ampliado. Após a ampliação, o sistema de FAD poderia ser utilizado no tratamento físico-químico terciário, como polimento final. Além disso, o sistema de FAD poderia atuar como tratamento convencional em caso de vazão afluyente extremamente elevada e não suportada pela ETEB-Sul. As características do esgoto, após sedimentação primária, mantiveram-se praticamente constantes ao longo dos ensaios: DQO de 300 mg/L, sólidos suspensos totais de 150 mg/L, fósforo total igual a 3,0 mg/L e pH ao redor de 6,5. Os experimentos foram realizados em unidade piloto de flotação com seção circular. A introdução do coagulante e sua mistura com o esgoto (coagulação) e a floculação eram realizadas *in-line*, na tubulação de acesso à câmara de flotação. O autor testou três produtos químicos diferentes para o tratamento químico: cloreto férrico, sulfato de alumínio e cal hidratada. O sulfato de alumínio foi escolhido após análise do custo do produto químico e da qualidade do lodo gerado. Durante os ensaios, com o efluente do decantador primário e após adição de 80 mg/L de sulfato de alumínio, o sistema de FAD removeu 97% de sólidos suspensos totais, 84% de DQO e 92% de fósforo total. Verificou-se, também, que o tempo de detenção de 30 s no interior da tubulação durante a mistura rápida proporcionou floculação suficiente para garantir a eficiência da flotação. Nenhuma alteração na eficiência da flotação foi observada com a variação da pressão no interior da câmara de saturação (entre 345 e 896 kPa), desde que a fração de recirculação fosse devidamente alterada, de forma a manter a relação ar/sólidos ao redor de 0,12 na câmara de flotação. O teor de sólidos do lodo flotado obtido nos ensaios chegou a 8,3%. O espessamento do lodo flotado foi realizado em filtro-prensa em escala piloto, com três diferentes formas de condicionamento: (i) com cal, (ii) com polímero

aniônico e (iii) sem condicionamento algum. Após condicionamento com cal, o teor de sólidos do lodo espessado atingiu 40%. Com polímero aniônico, o teor de sólidos alcançou 22%, enquanto, sem condicionamento algum, o teor de sólidos obtido foi igual a 17%.

ZOUBOULIS et al. (1995) estudaram a remoção de íons de metais tóxicos (cádmio, níquel e zinco) presentes em uma solução aquosa diluída através da biosorção desses íons no lodo de esgoto sanitário digerido anaerobiamente e esterilizado. A flotação por ar dissolvido foi utilizada como processo de separação das fases sólida e líquida. O lodo era proveniente do sistema de lodos ativados da estação de tratamento de esgotos sanitários de Tessalônica, Grécia, e utilizado como biosorvente após esterilização e secagem. Os resultados em laboratório demonstraram que o sistema era capaz de remover 95% de cádmio, 90% de zinco e 50% de níquel, em pH ao redor de 8. A partir desses resultados, os autores concluíram que esse processo combinado, denominado flotação biosorvente, é promissor por obter elevada remoção de metais por biosorção e, através da flotação, efetiva separação das fases sólida e líquida e elevado teor de sólidos no lodo.

GULYAS & REICH (1995) utilizaram a flotação por ar dissolvido como pré-tratamento visando a remoção de grande parcela de álcalis, de hidrocarbonetos aromáticos e de fenóis, presentes nas águas residuárias de refinarias de petróleo. Dessa forma, a FAD protegeria os processos biológicos posteriores contra os efeitos inibitórios dos fenóis, por exemplo. Dentre os diversos compostos químicos estudados, a maioria não foi detectada no efluente do flotador ou apresentava concentração mínima. Uma pequena parcela dos compostos (benzeno, tolueno e etilbenzeno) praticamente não teve sua concentração inicial alterada, indicando que a flotação não é apropriada para essa parcela específica. A partir dos resultados, os autores foram unânimes em apontar a flotação como um pré-tratamento adequado para as águas residuárias petroquímicas.

FUOG et al. (1995) aplicaram a flotação por ar dissolvido no tratamento terciário de efluentes de lagoas de estabilização, tratando esgoto sanitário, no distrito de Rancho Murieta, Califórnia. Em função da legislação local e por se tratar de região turística, o efluente tratado deveria ser totalmente reusado. A solução encontrada previa a irrigação dos extensos campos de golfe do distrito durante o período do ano com poucas chuvas. O esgoto era tratado em lagoas de estabilização e estocado em dois tanques enterrados e cobertos com capacidade de armazenamento por 150 dias. A DBO afluente média às lagoas era de 175 mg/L. Durante o período de estocagem, ocorria o tratamento natural do efluente mas havia proliferação de algas. A DBO efluente dos tanques de armazenamento variava entre 4 e 6 mg/L. Com a chegada da época seca do ano, o efluente estocado era tratado quimicamente com sulfato de alumínio e polímero e submetido à FAD. A turbidez afluente média ao tratamento químico era

de 20,4 uT. O sistema de FAD era operado com $108 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ de TAS, 25 a 35% de fração de recirculação e pressão de saturação entre 414 e 517 kPa. A turbidez típica do efluente desse sistema variava entre 0,8 e 1,0 uT, suficiente para atender a legislação vigente. Entretanto, em alguns dias, a variação da concentração algal afluyente alterava a qualidade do efluente, o que resultou na utilização de unidades de filtração após o sistema de FAD. A turbidez efluente média dos filtros era igual a 0,7 uT. Para desinfecção do efluente final, era aplicada a cloração com tempo de contato de 120 minutos. A remoção total de NTK no sistema completo era próxima de 93%, com concentração efluente final de 1 mg/L. Os custos unitários do tratamento completo variaram entre US\$0,25 e US\$0,42/ m^3 , sendo que 30% era referente ao tratamento secundário e 70% ao tratamento terciário.

CAMPOS et al. (1996) realizaram estudos preliminares em escala de laboratório com vistas à avaliação da potencialidade do emprego de pós-tratamento por coagulação/floculação/flotação de efluente de reator anaeróbio tratando esgotos sanitários, visando remoção adicional de DQO, DBO, fósforo, nitrogênio, sólidos suspensos e coliformes. Os autores sugerem um fluxograma de um sistema avançado de tratamento (FIGURA 3.3), a partir do qual os ensaios foram programados. O efluente anaeróbio era proveniente de um reator anaeróbio compartimentado, de volume igual a 11 m^3 e 12 h de tempo de detenção hidráulico, construído na Escola de Engenharia de São Carlos-USP. Os produtos químicos empregados para a coagulação foram o cloreto férrico, o sulfato de alumínio e a cal hidratada. Durante todos os ensaios, foram mantidos fixos os seguintes parâmetros: (i) mistura rápida: 30 s e gradiente médio de velocidade em torno de 600 s^{-1} , (ii) floculação: 20 min e gradiente médio de velocidade em torno de 40 s^{-1} , (iii) flotação: amostras coletadas com TAS equivalente a $70 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$, fração de recirculação de 20% (em volume) e pressão de saturação de 450 kPa (22°C).

Os resultados obtidos a partir do sistema composto por reator anaeróbio de chicanas (11 m^3), flotação por ar dissolvido (escala de laboratório) e desinfecção por radiação ultravioleta (escala piloto) indicaram potencialidade de remoção de DBO superior a 85% e de coliformes fecais superior a 99,999%. Os melhores resultados quanto à remoção de SSV, fósforo, DQO, DBO e turbidez foram obtidos com a aplicação de cal. Entretanto, o uso da cal resultou em dosagens elevadas e pH efluente ao redor de 9,3. Considerando as remoções obtidas e as dosagens empregadas, o melhor resultado foi obtido através da aplicação de 100 mg/L de cloreto férrico associada com 50 mg/L de cal. Neste caso, a remoção de DQO e de DBO foram idênticas e iguais a 73%. A remoção de fósforo alcançou 84%, enquanto a de nitrogênio (NTK) chegou a 49%. Além de promover remoção significativa de DBO e de DQO, o uso de tratamento químico proporciona valores de remoção de fósforo dificilmente

atingidos por processos biológicos. Ainda segundo os autores, o uso de flotação por ar dissolvido, com a adição de cloreto férrico e cal, melhora a remoção de patogênicos. O lodo flotado poderá receber a adição de cal ($\text{pH} > 12$) para efetuar sua desinfecção, podendo ser reaproveitado na agricultura após um período de repouso. O uso de cloreto férrico em vez de sulfato de alumínio é justificado pois a presença de ferro em lodos não redonda em aspectos negativos como aqueles decorrentes da presença de sulfato de alumínio, pois o alumínio é muito danoso ao solo e também pode provocar malefícios aos seres humanos, caso ocorra sua ingestão. Esses estudos preliminares realizados por CAMPOS et al. (1996) serviram de base para a programação do presente trabalho.

FIGURA 3.3 – Fluxograma do tratamento de esgotos sanitários empregando reator anaeróbico seguido por sistema de flotação. Fonte: CAMPOS et al. (1996).

3.2 Coagulação e floculação

Segundo DI BERNARDO (1993), a coagulação é resultado de dois fenômenos: (i) o primeiro essencialmente químico e (ii) o segundo fundamentalmente físico. O fenômeno essencialmente químico consiste nas reações do coagulante com a água e na formação de espécies hidrolisadas com carga positiva e depende da concentração do metal e do pH final da mistura. O fundamentalmente físico consiste no transporte das espécies hidrolisadas para que haja contato com as impurezas da água. Segundo ODEGAARD (1979), o processo de formação e separação dos flocos pode ser dividido em três etapas:

- a. Coagulação/precipitação
- b. Floculação
- c. Separação (sedimentação, flotação ou filtração)

Em todas as etapas há a formação de flocos, mas a formação inicial ocorre na primeira etapa. Após a coagulação, as partículas possuem tamanhos na faixa entre 0,5 μm e 5 μm e são denominadas partículas primárias. Na segunda etapa (floculação), as partículas primárias agregam-se em consequência das colisões promovidas, ocorrendo a formação de flocos maiores, na faixa entre 100 μm e 5000 μm . Na coagulação, o processo é consumado em questão de segundos e relaciona-se com a química do processo, enquanto na floculação e na separação dos flocos, etapas que demandam tempo superior a alguns minutos, prevalecem os aspectos físicos do processo. Quando sais de ferro, sais de alumínio ou cal são adicionados às águas residuárias, ocorrem pelo menos dois processos diferentes e de interesse ao tratamento:

- a. Coagulação (ou desestabilização) das partículas (colóides)
- b. Precipitação de fosfato solúvel (ver item 3.3.1)

É importante lembrar que o processo de coagulação é responsável pela separação das impurezas associadas a partículas, causando remoção de DBO no esgoto bruto entre 70-75% e remoção de sólidos suspensos entre 95 e 98% (ODEGAARD, 1979). Ainda segundo o referido autor, a maioria dos contaminantes na água residuária é constituída por partículas sólidas ou estão associadas a elas. As partículas suspensas nas águas residuárias variam seu tamanho entre 0,005 μm a cerca de 100 μm . A dupla camada elétrica existente em sua superfície impede a ligação das partículas coloidais entre si. A desestabilização química é conseguida através da adição de produtos químicos desestabilizantes (coagulantes) que aumentam a tendência de agregação ou fixação dos colóides. Coagulantes comuns são sais de ferro ou de alumínio, cal e polímeros orgânicos sintéticos.

Há quatro mecanismos diferentes de coagulação:

- a. Compressão da camada difusa
- b. Adsorção e neutralização de cargas
- c. Varredura
- d. Adsorção e formação de pontes

Segundo ODEGAARD (1979), todos esses mecanismos, com exceção do primeiro, podem ocorrer no tratamento de águas residuárias.

Adsorção e neutralização de cargas

As macromoléculas naturais ou sintéticas (polieletrólitos) apresentam uma forte tendência de agregação em interfaces. O sais de Fe^{3+} e Al^{3+} utilizados como coagulantes são considerados polieletrólitos porque formam elementos hidrolisados polinucleares, $\text{Me}_q(\text{OH})_n^{z+}$, que são prontamente adsorvidos na interface partícula-água. Quando uma quantidade de sais de Fe^{3+} ou de Al^{3+} é adicionada à água residuária e esta quantidade é suficiente para exceder a

solubilidade máxima do hidróxido do metal correspondente, uma série de reações hidrolíticas ocorrem, originando desde a produção de Al(OH)^{2+} ou de Fe(OH)_2^+ , por exemplo, até a formação de precipitados de hidróxidos de metais. Nas águas residuárias, dosagens de Fe^{3+} ou de Al^{3+} suficientes para exceder a solubilidade máxima do hidróxido de metal são sempre empregadas. Por essa razão, é plausível considerar que a desestabilização dos colóides neste sistema é proporcionada pelos complexos de Fe^{3+} ou de Al^{3+} que são cineticamente intermediários na eventual precipitação do hidróxido de metal. A quantidade de polímero adsorvido e, conseqüentemente, a dosagem de coagulante necessária para proporcionar a desestabilização dos colóides dependem da quantidade de colóides presentes. Há, então, uma dependência “estequiométrica” entre a dosagem de coagulante e a concentração de colóides. Essas interações químicas específicas contribuem significativamente para a adsorção e a desestabilização coloidal é facilmente constatada a partir da verificação de que esses coagulantes, em dosagem adequada, podem causar a reversão das cargas coloidais (ODEGAARD, 1979).

Varredura

Quando um sal de metal, tal como sulfato de alumínio ou cloreto férrico, ou um óxido (CaO) ou hidróxido de metal, tal como Ca(OH)_2 , são empregados como coagulantes em concentrações suficientemente altas para causar a rápida precipitação de um hidróxido de metal, Al(OH)_3 e Fe(OH)_3 , por exemplo, ou de um carbonato de metal, CaCO_3 , as partículas coloidais são envolvidas pelos precipitados e, como este mecanismo não depende da neutralização de cargas dos colóides, a dosagem ótima de coagulante pode não corresponder à concentração de colóides a ser removida (ODEGAARD, 1979).

Adsorção e formação de pontes

Há uma grande variedade de compostos orgânicos sintéticos e naturais caracterizados por grandes cadeias moleculares, que possuem propriedade de apresentar sítios ionizáveis ao longo da cadeia e de atuar como coagulantes. Os polímeros podem ser: (i) catiônicos, possuem sítios ionizáveis positivos, (ii) aniônicos, possuem sítios ionizáveis negativos, (iii) não iônicos, não possuem sítios ionizáveis e (iv) anfóteros, possuem sítios ionizáveis positivos e negativos (DI BERNARDO, 1993). Os polímeros catiônicos tendem a atuar na neutralização das cargas negativas dos colóides das águas residuárias e geralmente têm peso molecular da ordem de 10^5 . Os polímeros não iônicos e aniônicos atuam na formação de pontes partícula-polímero-partícula e requerem peso molecular maior que 10^6 para serem efetivos (ODEGAARD, 1979).

O grau de clarificação do efluente final depende da quantidade utilizada de coagulante e o cuidado com que o processo é operado. É possível obter efluentes bastante clarificados,

livres da matéria orgânica em suspensão ou em estado coloidal. Remoções de 80 a 90% de sólidos suspensos totais, de 40 a 70% de DBO₅, de 30 a 60% de DQO e de 80 a 90% das bactérias podem ser alcançadas através da precipitação química seguida de sedimentação. Os produtos químicos adicionados às águas residuárias interagem com as substâncias que estão normalmente presentes no meio através das reações abaixo (METCALF & EDDY, 1991):

Sulfato de alumínio

Quando adicionado à água residuária contendo alcalinidade a bicarbonato de cálcio, a reação resultante pode ser assim descrita:

Caso a alcalinidade disponível seja insuficiente, deve ser adicionada. A cal é comumente utilizada para este fim, mas raramente essa medida é necessária no tratamento de esgotos sanitários.

O conhecimento da solubilidade das diversas espécies hidrolisadas de alumínio presentes em diferentes valores de pH é de grande importância pois os mecanismos da coagulação dependem da concentração de cada espécie na solução. O diagrama de solubilidade do alumínio é mostrado na FIGURA 3.4.

Cal

Quando a cal é adicionada ao efluente, ocorrem as seguintes reações:

Cloreto férrico

As reações para o cloreto férrico no tratamento de águas residuárias são:

O conhecimento da solubilidade das diversas espécies hidrolisadas de ferro presentes em diferentes valores de pH é de grande importância pois os mecanismos da coagulação dependem da concentração de cada espécie na solução. O diagrama de solubilidade do ferro é mostrado na FIGURA 3.5.

Cloreto férrico e cal

Quando o cloreto férrico e a cal são utilizados simultaneamente, a reação básica resultante é:

FIGURA 3.4 – Diagrama de solubilidade do sulfato de alumínio em função da concentração molar do alumínio, a temperatura de 25 °C. Fonte: Adaptado de BENEFIELD et al.⁵ apud DI BERNARDO (1993).

FIGURA 3.5 – Diagrama de solubilidade do ferro em função da concentração molar de ferro, a temperatura de 25 °C. Fonte: Adaptado de BENEFIELD et al.⁵ apud DI BERNARDO (1993).

⁵ BENEFIELD, L.D.; JUDKINS JR.; J.F. & WEAND, B.L. (1982). 'Process Chemistry for Water and Wastewater Treatment'. Prentice-Hall, Inc., USA.

3.2.1 Coagulação e floculação em sistemas de flotação por ar dissolvido

ZABEL (1984) explica que no tratamento de água em geral o pH de coagulação deve ser otimizado para que se obtenha eficiente clarificação do efluente, o que pode ser feito através de adição de um ácido ou de uma base. A recomendação também é válida para os sistemas de flotação por ar dissolvido (FAD). As condições de dosagem ótima de coagulante podem ser determinadas em equipamentos de flotação em escala de laboratório e verificados em escala real, uma vez que o tempo de detenção hidráulica (TDH) nos sistemas de FAD são relativamente curtos (aproximadamente uma hora). Ainda mais importante do que a dosagem de coagulante são as condições de agitação e a manutenção do valor de pH de coagulação adequado. A maioria dos sistemas de FAD são equipados com agitadores rápidos (350 rpm) em tanques de mistura rápida com TDH entre 0,5 e 1 min. Em sistemas de grandes proporções, para garantia de coagulação eficiente, a mistura pode ser realizada ao longo da tubulação afluente com aplicação do coagulante *in-line*, através de dispositivos adequados.

AMIRTHARAJAH (1989), ao estudar a influência dos valores de gradiente de velocidade para a mistura rápida (G_{mr}), relata que os melhores resultados no tratamento com cloreto férrico de partículas com tamanho médio de 3 μm foram conseguidos com G_{mr} entre 700 e 1000 s^{-1} ou acima de 3500 s^{-1} . Quando o tamanho médio das partículas foi aumentado para 6 μm , os valores ótimos de G_{mr} variaram entre 800 e 1000 s^{-1} e acima de 3000 s^{-1} . Quanto ao uso de polímeros orgânicos, o referido autor explica que os mecanismos de coagulação resultantes da adição desses polímeros são a neutralização de cargas e a formação de pontes entre partículas (ver FIGURA 3.6). Os valores elevados de gradiente de mistura rápida não são essenciais para uma coagulação eficiente quando os polímeros são utilizados pois, diferentemente dos coagulantes inorgânicos (sais de ferro ou de alumínio, por exemplo), não ocorrem reações de adsorção dos colóides e de precipitação dos hidróxidos, reações competitivas entre si. Além disso, valores elevados de gradiente de velocidade podem provocar quebra dos flocos, diminuindo a eficiência da coagulação/floculação. Desta forma, o autor indica valores de gradiente de mistura rápida entre 400 a 650 s^{-1} e tempo de mistura rápida entre 30 e 60 s.

Quanto à floculação antecedendo a flotação, ZABEL (1984) comenta que a agitação fornecida deve ser suficiente para promover a colisão das partículas primárias visando o crescimento do floco. As unidades de floculação são constituídas, geralmente, por dois ou mais tanques de volumes iguais associados a equipamentos de agitação lenta. O tempo de floculação depende das características da água bruta, mas, em geral, assume valores entre 12 a 20 min. Além disso, o grau de agitação também é muito importante e é denominado

gradiente médio de velocidade de floculação. O referido autor comenta que, em estudo realizado, o valor otimizado de gradiente médio de velocidade de floculação foi de 70 s^{-1} . Uma alternativa para a agitação mecânica é a agitação hidráulica, realizada na tubulação afluente ao sistema. Com isso, o tempo de floculação poderia ser reduzido para cinco minutos, mas o gradiente médio de velocidade deveria ser elevado para 150 s^{-1} . O produto do gradiente médio de velocidade e o tempo de floculação ($G_f \times T_f$) é freqüentemente utilizado para expressar as condições de floculação exigidas. Há indicações que seriam necessários valores de $G_f \times T_f$ entre 40000 e 60000 para uma flotação eficiente, independente se agitação mecânica ou hidráulica.

FIGURA 3.6 – Definição esquemática da formação de pontes entre partículas com aplicação de polímeros orgânicos. Fonte: (METCALF & EDDY, 1991).

DOMBROSKI (1996) estudou aspectos fundamentais da floculação, tais como tempo de floculação (entre 2 a 30 min), gradiente médio de velocidade e combinações de gradiente médio de velocidade (entre 20 e 140 s^{-1}) e número de compartimentos de floculação (1 a 3) empregando unidades de flotação por ar dissolvido em escala de laboratório e em escala piloto. Os resultados obtidos para o tipo de água utilizada (cor aparente em torno de 100 uC e turbidez em torno de 6 uT) na unidade em escala de laboratório mostraram que o emprego de 40 mg/L de sulfato de alumínio em pH entre 6,2 e 6,5, 8% de fração de recirculação (441 kPa de pressão de saturação), tempo de mistura rápida de 10 s e gradiente médio de velocidade de mistura rápida de 1000 s^{-1} , gradiente médio de velocidade de floculação de 60 s^{-1} e tempo de floculação entre 20 e 24 min forneceu as maiores remoções observadas (95% de cor aparente e 97% de turbidez, para velocidade de flotação de 10,4 cm/min). Os resultados observados na unidade piloto mostraram que o escalonamento de gradiente de velocidade foi mais significativo na eficiência do processo para tempos de floculação menores. Para taxa de aplicação superficial ao redor de $360 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$, foram observadas remoções de cor aparente, de turbidez e de sólidos suspensos totais de 92%, 90% e 97%, respectivamente, quando a

unidade piloto foi operada com 24 min de tempo de floculação e duas câmaras de floculação em série com gradientes de velocidade de 80 s^{-1} e 60 s^{-1} , respectivamente.

3.3 Fósforo no esgoto sanitário

Segundo ESTEVES (1988), a importância do fósforo nos sistemas biológicos deve-se a sua participação em processos fundamentais do metabolismo dos seres vivos, tais como: armazenamento de energia (forma uma fração essencial da molécula de ATP) e estruturação da membrana celular (através de fosfolípidos). O fósforo é o principal fator limitante da produtividade da maioria das águas continentais e tem sido apontado como o principal responsável pela eutrofização artificial destes ecossistemas. Toda forma de fósforo presente em águas naturais, seja na forma iônica, seja na forma complexada, encontra-se sob a forma de fosfato. Atualmente, a maioria dos pesquisadores tem empregado uma classificação sumária, que agrega as várias formas em apenas cinco:

- Fosfato particulado (P-particulado);
- Fosfato orgânico dissolvido (P-orgânico dissolvido);
- Fosfato inorgânico dissolvido ou ortofosfato ou fosfato reativo (P-orto);
- Fosfato total dissolvido (P-total dissolvido) e
- Fosfato total (P-total).

Dentre as formas de fosfato, o P-orto assume maior relevância por ser a principal forma assimilada pelos vegetais aquáticos e pode ser encontrado sob diferentes espécies iônicas em função do pH do meio (TABELA 3.1).

Ainda segundo o autor, o fosfato presente em ecossistemas aquáticos continentais tem origem em fontes naturais (rochas de bacias de drenagem, material particulado presente na atmosfera e fosfato resultante da decomposição de organismos de origem alóctone) e artificiais (esgotos domésticos e industriais, fertilizantes agrícolas e material particulado de origem industrial presente na atmosfera).

A disponibilidade de nitrogênio e fósforo nas águas superficiais tende a causar um crescimento excessivo da vida aquática, que utiliza esses elementos para sua síntese celular (notadamente os organismos autotróficos, como algas). Desta forma, pode ocorrer um desenvolvimento explosivo de biomassa (autotrófica) nas águas quando nitrogênio e fósforo estão disponíveis em abundância. Esta biomassa pode produzir oxigênio dissolvido (OD) durante o dia pela fotossíntese, mas à noite haverá consumo de oxigênio e a concentração de OD pode atingir níveis baixos demais para sustentar a vida de outros (macro)organismos. Essa deterioração da qualidade da água é denominada eutrofização (VAN HAANDEL &

LETTINGA, 1994). NESBITT (1969) faz o seguinte comentário: “O carbono, o nitrogênio e o fósforo são elementos nutricionais necessários para a produção de algas e plantas verdes. Já que o carbono está prontamente disponível na maioria das águas como bicarbonato e o nitrogênio pode ser assimilado da atmosfera por algumas plantas aquáticas (além de ser de difícil remoção das águas residuárias), o fósforo tem sido escolhido por muitos pesquisadores como um nutriente a ser controlado. Recentemente, entretanto, alguma atenção está sendo dada ao controle de nitrogênio”. O autor ressalta que, em 1967, 85% do fósforo afluente ao Lago Erie era proveniente de águas residuárias municipais. O *bloom* de algas decorrente do processo de eutrofização tende a ocorrer quando a concentração de nitrogênio e fósforo inorgânicos excede, respectivamente, 0,3 mg/L e 0,01 mg/L (SAWYER⁶ apud METCALF & EDDY, 1991).

TABELA 3.1 – Porcentagem das espécies iônicas de ortofosfato presente em solução, em diferentes valores de pH. Fonte: ESTEVES (1988).

% de cada espécie iônica presente				
pH	H ₃ PO ₄	H ₂ PO ₄ ⁻	HPO ₄ ²⁻	PO ₄ ³⁻
4	0,9	99,0	0,2	7 . 10 ⁻¹⁰
5	0,1	98,0	2	7 . 10 ⁻⁸
6	8 . 10 ⁻³	82	18	6 . 10 ⁻⁶
7	3 . 10 ⁻⁴	33	67	2 . 10 ⁻⁴
8	4 . 10 ⁻⁶	3	97	2 . 10 ⁻²
9	5 . 10 ⁻⁸	0,5	99,5	4 . 10 ⁻²

O fósforo presente nos esgotos sanitários é oriundo das seguintes fontes: (i) de águas pluviais carreadoras de resíduos urbanos, (ii) de resíduos humanos, (iii) de usos comerciais e industriais e (iv) de detergentes sintéticos e produtos de limpeza doméstica (JENKINS & HERMANOWICZ, 1991). Os esgotos sanitários geralmente apresentam entre 4 e 15 mg/L de fósforo (METCALF & EDDY, 1991).

Em 1940, cada norte-americano era, em média, responsável pela eliminação diária de 0,75 g de fósforo. Já em 1960, após o advento dos detergentes, esta média passou para 3,2 g diárias, dos quais 2,2 g provinham de produtos de limpeza. (SCHMID & McKINNEY, 1969).

⁶ SAWYER, C.N. (1947). ‘Fertilization of lakes by agricultural and urban drainages’. *Journal of the New England Waterworks Association*, vol. 51, p. 109-127.

Em 1978, um habitante da Europa Central eliminava diariamente 4,2 g, dos quais 2,7 provinham de produtos de limpeza (ESTEVES, 1988).

YEOMAN et al. (1993) relatam que o interesse pelo fósforo tem aumentado nos últimos anos devido ao aumento da eutrofização das águas. Para amenizar estes problemas, as autoridades têm implementado restrições ao seu uso na composição química dos detergentes. Entretanto, o êxito de tais medidas tem sido limitado e o fósforo ainda continua sendo largamente utilizado na fabricação de detergentes. Uma das soluções é o tratamento químico visando especificamente a remoção de fósforo nos pontos de origem, reduzindo sua carga de lançamento nos corpos d'água. Excelentes remoções de fósforo podem ser conseguidas utilizando coagulantes comuns, tais como o sulfato de alumínio e o cloreto férrico, apesar das alterações na qualidade e na quantidade do lodo produzido.

NESBITT (1969) observa que em águas residuárias tratadas por processos biológicos a maior fração de fósforo presente estará solúvel, apesar de que ainda restará uma pequena fração orgânica insolúvel, provavelmente na forma de protoplasma celular. Porém, nas águas residuárias cujo fósforo foi removido por precipitação química, grande parcela de fósforo efluente estará na forma insolúvel (fosfatos de cálcio, de alumínio ou de ferro). O autor, em *Remoção de Fósforo – O Estado da Arte*, discute os diversos métodos para remoção de fósforo das águas residuárias municipais existentes até aquele ano. Os métodos discutidos incluem:

- ✓ Processo biológico
 - (a) Processo convencional de lodos ativados e
 - (b) Processo combinado anaeróbio e aeróbio
- ✓ Tratamento químico
 - (a) Troca iônica e
 - (b) Precipitação química com cal ou com sais de alumínio ou de ferro;
- ✓ Tratamento biológico-químico

A partir da avaliação e discussão dos diversos métodos, o autor conclui que os diferentes métodos apresentados são eficientes para remoção de fósforo mas que a implantação de uma operação para remoção de fósforo nas estações de tratamento de esgotos já em operação poderia dobrar os custos do tratamento.

Mais recentemente, outros tipos de tratamento têm sido estudados e melhor entendidos. Na TABELA 3.2, METCALF & EDDY (1991) listam resumidamente os tratamentos disponíveis e suas respectivas eficiências de remoção.

TABELA 3.2 – Eficiência de vários processos e operações de tratamento na remoção de fósforo.
Fonte: METCALF & EDDY (1991).

Tratamento (processo ou operação)	Remoção de fósforo (%)
Tratamento convencional	
Primário	10 a 20
Lodos ativados	10 a 25
Filtro biológico aeróbio	8 a 12
Reatores biológicos de contato tipo Biodisco	8 a 12
Remoção biológica de fósforo	
Tratamento tipo “Mainstream”	70 a 90
Tratamento tipo “Sidestream”	70 a 90
Remoção biológica de nitrogênio e fósforo	70 a 90
Remoção química	
Precipitação com sais de metal	70 a 90
Precipitação com cal	70 a 90
Remoção física	
Filtração	20 a 50
Osmose reversa	90 a 100
Adsorção com carvão ativado	10 a 30

3.3.1 Química da remoção de fósforo

A remoção do fosfato das águas residuárias envolve a incorporação do fosfato em uma forma particulada (sólidos suspensos) e, na sequência, a remoção dos sólidos suspensos. Os tipos de sólidos suspensos nos quais os fosfatos podem ser incorporados são biológicos (microrganismos) ou químicos (fosfatos de metal precipitados pouco solúveis). A precipitação química do fosfato é necessária quando os limites de emissão de fósforo são menores do que aqueles alcançados pelo tratamento biológico. A precipitação do fosfato é conseguida pela adição de um metal, o que acarreta a formação dos fosfatos precipitados pouco solúveis. Este metal pode ser o cálcio (Ca^{2+}), o ferro (Fe^{2+} ou Fe^{3+}) ou o alumínio (Al^{3+}). Os sais normalmente empregados são a cal ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), o sulfato de alumínio ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), o aluminato de sódio (NaAlO_2), o cloreto férrico (FeCl_3), o sulfato férrico ($\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$), o sulfato ferroso (FeSO_4) e o cloreto ferroso (FeCl_2). O conhecimento da natureza dos fosfatos formados pela adição destes precipitantes às águas residuárias, de sua solubilidade e de suas variações de solubilidade de acordo com as condições da solução é essencial para a previsão e

o controle dos resultados da remoção química de fosfato. Uma lista de alguns sólidos que podem ser formados é apresentada na TABELA 3.3. É importante ressaltar que outros sólidos que não contenham fosfato também podem ser formados. Durante sua formação, estes sólidos consomem uma parcela dos precipitantes e há produção adicional de lodo. (JENKINS & HERMANOWICZ, 1991).

TABELA 3.3 – Precipitados formados durante a precipitação química do fosfato.

Fonte: JENKINS & HERMANOWICZ (1991) e DROSTE (1997).

Metal	Precipitado	pH	Comentário
Ca^{2+}	Vários fosfatos de cálcio, ex.:	≥ 10	Produce as menores concentrações residuais de P. A alcalinidade da água determina a dosagem por causa da formação de CaCO_3 .
	Fosfato de β -tricálcio: $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ (s)		
	Hidroxiapatita: $\text{Ca}_5(\text{OH})(\text{PO}_4)_3$ (s)		
	Fosfato de dicálcio: CaHPO_4 (s)		
	Carbonato de cálcio: CaCO_3	$\leq 9,5$	P residual entre 1 e 2 mg/L.
Fe^{2+}	Fosfato ferroso: $\text{Fe}_3(\text{PO}_4)_2$ (s)	6 – 8,5	Há alguma oxidação de Fe^{2+} a Fe^{3+} .
	Fosfato férrico: $\text{Fe}_x(\text{OH})_y(\text{PO}_4)_3$ (s)		
	Hidróxido ferroso: $\text{Fe}(\text{OH})_2$ (s)		
	Hidróxido férrico: $\text{Fe}(\text{OH})_3$ (s)		
Fe^{3+}	Fosfato férrico: $\text{Fe}_x(\text{OH})_y(\text{PO}_4)_z$ (s)	6 – 8,5	
	Hidróxido férrico: $\text{Fe}(\text{OH})_3$ (s)		
Al^{3+}	Fosfato de alumínio: $\text{Al}_x(\text{OH})_y(\text{PO}_4)_3$ (s)	6 – 8,5	
	Hidróxido de alumínio: $\text{Al}(\text{OH})_3$ (s)		

Os fatores que afetam a escolha de determinado produto químico visando remoção de fósforo são: (i) concentração de fósforo afluente, (ii) concentração de sólidos suspensos na água residuária, (iii) alcalinidade, (iv) custos do produto químico (inclusive o transporte), (v) fornecimento garantido do produto, (vi) unidades para manipulação do lodo, (vii) meios adequados para disposição final e (viii) compatibilidade com outros processos (METCALF & EDDY, 1991).

Cálcio

A cal ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), quando adicionada à solução, reagirá com a alcalinidade natural do esgoto e precipitará CaCO_3 , conforme as EQUAÇÕES 3.7 e 3.8.

Caso o valor de pH do esgoto aumente além de 10, o excesso de íons de cálcio reagirão com o fosfato, conforme a EQUAÇÃO 3.9, para precipitar a hidroxiapatita $\text{Ca}_{10}(\text{PO}_4)_6(\text{OH})_2$.

Por causa da reação da cal com a alcalinidade do esgoto, a quantidade de cal necessária, em geral, será independente da quantidade de fósforo presente e dependerá basicamente da alcalinidade do esgoto. A quantidade de cal necessária para precipitar o fósforo no esgoto é tipicamente de 1,4 a 1,5 vezes a alcalinidade total expressa em mg CaCO_3 /L (METCALF & EDDY, 1991). A curva de solubilidade para o “fosfato de cálcio”, mostrada na FIGURA 3.7, é uma das muitas que poderiam ter sido construída tendo em vista a ampla variedade possível de formação de fosfatos de cálcio. Entretanto, a curva apresentada refere-se somente a CaCO_3 (s) (calcita) e a $\text{Ca}_5(\text{OH})(\text{PO}_4)_3$ (s) (hidroxiapatita). A curva indica que, para alcançar baixa concentração residual de ortofosfato solúvel, o pH deve ser elevado a valores maiores que 10 (JENKINS & HERMANOWICZ, 1991).

A cal é menos utilizada no tratamento de águas residuárias por causa do aumento substancial na massa de lodo quando comparado aos sais de metal e devido a problemas de operação e manutenção associados à manipulação, estocagem e dosagem da cal (METCALF & EDDY, 1991).

Segundo STAMBERG et al. (1970), em Lebanon, Ohio, EUA, a adição de cal em águas residuárias com alta alcalinidade ($\cong 350 \text{ mg CaCO}_3/\text{L}$) para precipitação seguida de sedimentação e filtração removeu a concentração de fosfato total a menos de 0,5 mg P/L, em pH entre 9,5 e 10. Em Washington, D.C., a concentração de 0,3 mg P/L foi alcançada, em pH 10, mediante adição de 130 mg/L de cal em água residuária com alcalinidade de 120 mg CaCO_3/L . O tempo de floculação adotado foi igual a 15 minutos e a variação de temperatura entre 9 e 25 °C não alterou a precipitação nem a sedimentação do ortofosfato precipitado. Em seu trabalho, o autor utilizou amostras brutas coletadas da estação de tratamento de esgotos de Lawrence, Kansas, EUA, e as submeteu a ensaios utilizando duas unidades de lodos ativados, em escala de laboratório. A primeira unidade era convencional enquanto a segunda era precedida por precipitação com cal. O objetivo da comparação era verificar se um sistema de lodos ativados poderia ser operado com efluente tratado com cal, definir os possíveis problemas operacionais e determinar as eficiências de remoção. Os resultados confirmaram que a adição de cal antes da unidade de lodos ativados era possível e eficiente. Uma dosagem de 150 mg/L de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ resultou em pH de 9,5 e remoção de fosfato total, DBO e sólidos

sedimentáveis iguais a 80, 60 e 90%, respectivamente. O volume total de lodo produzido pela segunda unidade (com adição de cal) foi 50% maior do que aquele produzido na primeira. Um controle satisfatório do processo é conseguido pela manutenção de pH constante.

FIGURA 3.7 – Diagramas de equilíbrio de solubilidade para fosfatos de Fe, Al e Ca. Fonte: JENKINS & HERMANOWICZ (1991).

MENNELL et al. (1974) realizaram ensaios com *jar-test* utilizando efluente primário (esgoto sanitário efluente do decantador primário) dosado com 194 mg/L de cal associada a diferentes dosagens de polímero catiônico, de polímero aniônico ou de cloreto férrico. O polímero aniônico demonstrou ser um excelente flocculante quando associado à cal e avaliado em termos de remoção de turbidez. Houve substancial melhora na floculação devida ao aumento do tamanho dos flocos com a adição de 0,1 mg/L de polímero aniônico. Entretanto, nenhuma remoção adicional de poluente foi observada, em qualquer dosagem experimentada (entre 0,001 e 5,0 mg/L de polímero aniônico).

NURDOGAN & OSWALD (1995) estudaram a remoção de nutrientes em lagoas de estabilização de alta taxa através da remoção de algas e da precipitação química. A precipitação química era necessária pois a assimilação de fósforo pela algas é menor do que a de nitrogênio. Se o esgoto bruto possuísse 10 mg/L de fósforo, a assimilação deste pelas algas seria somente de 1 a 3 mg/L. A precipitação de fosfatos com cátions polivalentes tais como cálcio e magnésio (autofloculação) também ocorre nessas lagoas e, em geral, é incompleta

devido às concentrações insuficientes de cálcio e magnésio na água residuária. No caso de Richmond, Califórnia, onde os estudos foram realizados, o esgoto apresentava concentração baixa de magnésio e muito baixa de cálcio. A melhora da autofloculação deficiente foi estudada pela adição de 20 a 80 mg/L de cal junto às pás rotativas (sistema de agitação) da lagoa. O efluente primário de Richmond possuía, em média, 9 mg/L de fosfato total (P-total) e 7 mg/L de fosfato inorgânico dissolvido (P-orto). Após os estudos, os autores concluíram que a adição de 45 mg/L de Ca removeu 99% de P-orto, o que correspondia a concentrações menores de 0,1 mg/L. Além disso, a remoção de N-amoniacoal e de DQO foram, respectivamente, de 90 e 85%. A eficiência na remoção de algas foi de 95% em 24 h de sedimentação e de 60% após uma hora, com a mesma dosagem de cal.

PEREIRA (1991) estudou o tratamento físico-químico com cal em um sistema piloto composto por unidades de mistura rápida, de sedimentação e de recarbonatação tratando esgotos sanitários de Campina Grande-PB. Com dosagem de 960 mg $\text{Ca}(\text{OH})_2$ /L, o sistema alcançou eficiências de remoção de turbidez, de DQO, de sólidos suspensos totais, de fosfato total e de coliformes fecais de 87%, 86%, 90%, 90% e 99,9891%, respectivamente, com residuais de 25 uT, 45 mg DQO/L, 28 mg SST/L, 0,45 mg P/L e $1,04 \cdot 10^3$ Coli fecais por 100 mL, com 11,1 de pH final. A unidade de sedimentação apresentou os melhores resultados com 12 h de tempo de detenção hidráulica, valor que poderia ser reduzido mediante acréscimo de uma unidade de floculação anterior à sedimentação com o objetivo de melhorar a formação e a consolidação dos flocos.

Sais de alumínio e de ferro

Quando sais de ferro ou de alumínio são adicionados às águas residuárias brutas, eles reagem com o ortofosfato solúvel e produzem um precipitado, segundo as reações:

Alumínio:

Ferro:

Em águas com baixa alcalinidade, devido ao consumo de OH^- , a adição de uma base ocasionalmente pode ser necessária para manter o pH entre 5 e 7. Os sais de alumínio e de ferro são geralmente utilizados em uma razão molar na faixa entre 1 a 3 íons de metal para 1

ion de fósforo. A razão molar exata de aplicação é determinada através de ensaios e depende das características da água residuária e da remoção desejada de fósforo (METCALF & EDDY, 1991).

NESBITT (1969) comenta que na literatura pesquisada as dosagens de sal de ferro relatadas são ligeiramente menores do que aquelas de sal de alumínio. Entretanto, para obtenção de altas eficiências de remoção, além da coagulação e da sedimentação, é necessária a filtração, de forma a remover o material residual.

As curvas de solubilidade de $\text{FePO}_4(\text{s})$ e de $\text{AlPO}_4(\text{s})$ têm formas similares, conforme FIGURA 3.7. A solubilidade mínima do $\text{FePO}_4(\text{s})$ está ao redor de pH 5,3 enquanto a do $\text{AlPO}_4(\text{s})$ está por volta de pH 6,3. A solubilidade mínima do $\text{AlPO}_4(\text{s})$ aparenta ser menor do que a do $\text{FePO}_4(\text{s})$. Essas duas curvas foram desenvolvidas a partir do precipitado formado pela adição gradual do reagente químico ($\text{FePO}_4(\text{s})$ ou $\text{AlPO}_4(\text{s})$) à água destilada, em laboratório. Entretanto, a curva de solubilidade observada durante a co-precipitação dos fosfatos de ferro ou de alumínio em sistemas de lodos ativados, mostrada na FIGURA 3.8, é diferente daquelas conseguidas em laboratório. Os resultados práticos obtidos demonstram que as baixas concentrações residuais de ortofosfato obtidas na co-precipitação dos fosfatos de ferro ou de alumínio em sistemas de lodos ativados também são conseguidas na pré ou na pós-precipitação (JENKINS & HERMANOWICZ, 1991).

Ainda segundo esses autores, quando os sais de ferro são adicionados às águas residuárias para precipitação do fosfato, é obtida uma curva de dosagem química em função do ortofosfato residual solúvel e semelhante àquela mostrada na FIGURA 3.9. Essa curva é característica para valores moderados de pH ($<7,5$) e para valores moderados a baixos de alcalinidade (aproximadamente 100 mg/L CaCO_3) da água residuária. A curva indica que baixas concentrações residuais de ortofosfato podem ser conseguidas, mas somente com a adição de altas dosagens de Fe^{3+} . A forma dessa curva é confirmada pelos dados operacionais obtidos em várias unidades de lodos ativados localizadas na Baía de Chesapeake, EUA.

Dois regiões predominantes podem ser identificadas na curva: uma região “estequiométrica”, com altas concentrações efluentes de fósforo, e uma região de “equilíbrio”, com baixas concentrações efluentes de fósforo (ver FIGURA 3.10). Na região estequiométrica, a remoção de ortofosfato solúvel é estequiometricamente proporcional à adição de sal de metal, enquanto na região de equilíbrio são necessários incrementos cada vez maiores na dosagem química para remoções cada vez menores de ortofosfato solúvel.

FIGURA 3.8 – Ortofosfato solúvel residual em função do pH, durante co-precipitação dos fosfatos de ferro ou de alumínio em sistemas de lodos ativados. Fonte: DROSTE (1997).

FIGURA 3.9 – Concentração de ortofosfato residual em função da dosagem de Fe^{3+} (pH não controlado e concentração de ortofosfato afluente entre 6 e 7 mg/L). Fonte: (JENKINS & HERMANOWICZ, 1991).

FIGURA 3.10 – Curva característica da concentração de ortofosfato residual em função da dosagem de Fe. Fonte: (JENKINS & HERMANOWICZ, 1991).

Considerando os aspectos físico-químicos e biológicos, vários pesquisadores, além daqueles já citados, têm procurado aprofundar o entendimento dos mecanismos de remoção química e biológica do fósforo e sua inter-relação com os demais constituintes das águas residuárias, bem como o desenvolvimento de novos sistemas de tratamento de águas residuárias visando a remoção de fósforo. Dentre eles, pode-se citar FERGUSON & HORRES (1979), ANTE (1994), PRIHA (1994), RÖSKE & SCHÖNBORN (1994), TAYLOR (1994), XIE et al. (1994), ARSOV (1995), CARUCCI (1995), HEINRICH (1995), HENZE et al. (1995), CARLSSON et al. (1996), NGO & VIGNESWARAN (1996), UPTON et al. (1996).

3.4 Reatores anaeróbios

O reator protótipo UASB utilizado durante o ano de 1997 na presente pesquisa foi construído e avaliado por OLIVA (1997) entre 1995 e 1996. A autora desenvolveu estudo a partir do reator UASB construído em fibra de vidro e implantado na área nordeste do Campus de São Carlos, da Universidade de São Paulo. O reator UASB, com 18 m³ de volume, foi partido sem inóculo e avaliado pelo período de aproximadamente um ano, para verificação da influência da variação horária, diária e sazonal da qualidade do esgoto sanitário e do efeito de sobrecargas hidráulicas no processo de tratamento. Desta forma, todos os aspectos discutidos neste subcapítulo, bem como os resultados da avaliação do reator UASB, podem ser vistos mais profundamente na tese intitulada “*Tratamento de esgotos sanitários com reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) protótipo: desempenho e respostas dinâmicas às sobrecargas hidráulicas*”, apresentada na Escola de Engenharia de São Carlos (EESC-USP) e disponível na Biblioteca Central da EESC-USP.

3.4.1 Considerações iniciais

Segundo CAMPOS et. al. (1996), “*os reatores anaeróbios têm sido cada vez mais empregados para o tratamento de esgotos sanitários, e, devido à sua natureza, seus efluentes necessitam passar por tratamento complementar, efetuados quase sempre em reatores aeróbios*”. As vantagens que os processos anaeróbios apresentam quando comparados aos sistemas que empregam o processo aeróbio são:

- Equipamentos mecânicos são desnecessários;
- Nenhum consumo de energia elétrica para aeração ;
- Significativa redução na produção de lodo e
- Produção de gás combustível e sua possível utilização, desde que viável economicamente.

Aos altos investimentos de instalação, operação e manutenção de sistemas que utilizam o processo aeróbio ainda devem ser adicionados os custos de unidades de tratamento e disposição do lodo gerado. Devido ao seu tratamento e sua disposição final, a produção de lodo tem gerado preocupações crescentes. A produção de grandes quantidades de lodo nos processos aeróbios e seus elevados custos de disposição evidenciam essas preocupações (OLIVA, 1997).

Ainda segundo a autora, os sistemas de tratamento anaeróbios, tendo em vista suas potencialidades, necessitam ser mais considerados como solução para o tratamento de esgotos sanitários em países em desenvolvimento como o Brasil. Esses sistemas apresentam eficácia comprovada na remoção de matéria orgânica biodegradável, apesar de compostos como nitrogênio e fósforo ainda permanecerem em solução. Se necessário, unidades de pós-tratamento podem ser acrescentadas ao sistema visando a remoção desses compostos. Os sistemas modernos de tratamento de esgoto sanitário devem prever utilização máxima das potencialidades dos processos anaeróbios e, talvez, em uma segunda etapa de implantação, a utilização de um sistema de pós-tratamento por processos aeróbios.

Visando o pós-tratamento de efluentes anaerobiamente tratados, as seguintes alternativas podem ser utilizadas: a) lagoas facultativas; b) lagoas de alta taxa; c) lagoas aeradas (com retenção do lodo produzido); d) reator de leito fluidificado; e) disposição no solo; f) lodos ativados; g) filtro biológico aeróbio; h) tratamento físico-químico; etc. Atualmente, o processo de lodos ativados é o mais utilizado em projeto; no entanto, nos meios técnico-científicos, há vários profissionais com atenção dirigida ao pós-tratamento físico-químico (CAMPOS et. al., 1996).

COLETTI et al. (1997) estudaram o pós-tratamento por lodos ativados de efluentes provenientes de processos anaeróbios de tratamento de esgoto sanitário com o objetivo de melhorar a qualidade final do efluente e de obter os coeficientes cinéticos. A pesquisa utilizou um reator anaeróbio compartimentado e quatro câmaras de aeração (reatores R1, R2, R3 e R4) que simulavam o processo de lodos ativados, todas em escala de laboratório. Cada câmara de aeração apresentava tempo de retenção celular diferente (5, 10, 15 e 20 dias) e foram operadas de forma contínua por 35 dias com tempo de detenção hidráulico de 8 horas. Para monitoramento do sistema, os reatores foram mantidos com pH próximo a 7, com concentração de oxigênio dissolvido superior a 2 mg/L e com vazão de alimentação próxima de 30,6 L/dia em cada reator. A relação DBO_5 : NTK : fosfato manteve-se em 100:34,3:14,3 no esgoto sanitário afluente ao sistema, indicando o excesso de nitrogênio e de fósforo para o sistema de lodos ativados, uma vez que a relação DBO_5 : NTK : fosfato indicada para esses casos é de 100:5:1. Após sua estabilização dinâmica, os reatores apresentavam eficiências médias (e concentrações efluentes) para DBO_5 bruta, DBO_5 filtrada, DQO bruta, DQO

filtrada, SST, SSF e SSV iguais a, respectivamente, 95% (8 mg/L), 90% (5 mg/L), 87% (43 mg/L), 80% (33 mg/L), 95% (6,6 mg/L), 98% (1,3 mg/L) e 93% (5,3 mg/L). Os diferentes tempos de retenção celular dos reatores apresentaram pequena influência nas eficiências alcançadas. Mesmo sem nenhum dispositivo específico, o sistema apresentou 28% de remoção de fósforo, correspondente ao necessário para a síntese celular dos microrganismos, posteriormente descartados como lodo. Os coeficientes cinéticos obtidos foram: $Y = 0,528$ e $k_d = 0,046 \text{ d}^{-1}$, para temperatura média de $23,9^\circ\text{C}$ e base DBO_5 filtrada. O processo anaeróbio antecedendo o processo aeróbio resultou em redução significativa de produção de lodo.

Com relação à remoção de fósforo obtida por COLETTI (1997), METCALF & EDDY (1991) comentam que há remoção de 10 a 30% do fósforo no tratamento biológico secundário, consequência da sua utilização pelos microrganismos e a posterior remoção do lodo (microrganismos). NESBITT (1969) relata que, a partir de dados de crescimento dos microrganismos obtidos em estudos utilizando sistemas piloto de lodos ativados, foi estimada uma máxima remoção biológica de fósforo em torno de 20%. Entretanto, ao se considerar a remoção de fósforo obtida na sedimentação primária, a remoção máxima estimada do sistema alcançava 28% da concentração afluente.

3.4.2 Tipos de reatores anaeróbios

A digestão anaeróbia necessita de material orgânico disponível e potencial redox baixo (ausência de oxigênio) presentes no meio. A estabilização de resíduos e a produção de gás metano como fonte de energia são conseguidas através dos processos anaeróbios, que têm sido utilizados pelo homem há muito tempo. Os tanques sépticos, os tanques Imhoff, as lagoas anaeróbias e os digestores de lodo são processos anaeróbios utilizados há muito tempo. Os sistemas mencionados são classificados como sistemas de baixa taxa, tendo em vista que necessitam de elevado tempo de permanência dos resíduos nos reatores e, conseqüentemente, grandes volumes. O tratamento anaeróbio ganhou destaque a partir da década de 70, devido a preocupações com consumo de energia e com a valorização da ocupação do solo. Novas tecnologias foram desenvolvidas e resultaram nos reatores classificados como de alta taxa. Dentre eles, podem ser listados os reatores de leito fluidizado, os filtros anaeróbios e os reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB). Estes reatores conseguem reter elevadas concentrações de biomassa ativa, permitindo a redução do tempo de detenção hidráulica do efluente no reator através de um contato muito mais efetivo entre biomassa e substrato. Resíduos industriais com elevadas concentrações de matéria orgânica e altamente biodegradáveis são os mais apropriados para tratamento nesses reatores. Entretanto, o tratamento dos esgotos sanitários por reatores anaeróbios de alta taxa vem sendo estudada há

alguns anos. Na Escola de Engenharia de São Carlos – USP, atualmente, está em fase de estudos um reator de leito fluidizado de 32 m³ (OLIVA, 1997).

O reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) vem sendo utilizado em diferentes tipos de indústrias (alimentícias, de papel etc.) para o tratamento de seus efluentes. A partir de 1986, o tratamento de esgotos sanitários por esse reator vem sendo estudado e aprimorado. O afluente ao reator UASB é submetido a um fluxo ascendente através de camada de lodo sedimentada, onde ocorre a estabilização da matéria orgânica. Não há dispositivos de mistura em seu interior, uma vez que o fluxo ascendente e as bolhas de gás resultantes da digestão promovem o contato entre a biomassa e o substrato. A separação das fases gás-líquido-sólido é realizada na parte superior do reator, mediante dispositivo especial típico do reator. Partículas mais leves são arrastadas pelo efluente, entretanto, o tempo de retenção dos sólidos no interior do reator é mantido suficientemente elevado para a formação de uma massa densa de microrganismos (OLIVA, 1997).

3.4.3 Processos de conversão em sistemas anaeróbios

A transformação de macromoléculas orgânicas complexas, presentes no esgoto, em biogás requer a mediação de vários grupos diferentes de microrganismos. Segundo VAN HAANDEL & LETTINGA (1994), podem-se distinguir quatro partes diferentes no processo global de digestão anaeróbia de proteínas, carboidratos e lipídios (a maior parte do material orgânico pertence a estes grupos):

- **Hidrólise:** o material orgânico particulado é convertido em compostos dissolvidos de menor peso molecular pelas bactérias fermentativas. As proteínas degradam-se em aminoácidos; os carboidratos são transformados em açúcares solúveis e os lipídios são convertidos em ácidos graxos de cadeia longa e glicerina. Na prática de tratamento de esgotos, a taxa de hidrólise pode ser o processo limitante para a digestão anaeróbia.
- **Acidogênese:** os compostos dissolvidos, gerados na hidrólise, são absorvidos nas células das bactérias fermentativas e, após a acidogênese, excretados como substâncias orgânicas simples como ácidos graxos voláteis, álcoois, ácido lático e compostos minerais como CO₂, H₂, NH₃, H₂S, etc. Algumas espécies de bactérias presentes nessa fase são facultativas e podem metabolizar o material orgânico pela via oxidativa, consumindo oxigênio eventualmente presente.
- **Acetogênese:** os produtos da acidogênese são convertidos em compostos que formam os substratos para produção de metano: acetato, hidrogênio e dióxido de carbono.

- **Metanogênese:** em geral, é o passo que limita a velocidade do processo de digestão como um todo. As bactérias acetotróficas produzem metano a partir da redução do ácido acético e as bactérias hidrogenotróficas o produzem a partir do dióxido de carbono.

A FIGURA 3.11 mostra uma representação esquemática da digestão anaeróbia.

A formação do metano consome grande parte da energia acumulada nas ligações químicas disponíveis no substrato. O metano é liberado para a fase gasosa e não utilizado como fonte de energia pelos microrganismos. Portanto, o crescimento das bactérias anaeróbias é lento quando comparado ao das bactérias aeróbias, o que resulta em baixa produção de biomassa (lodo) e baixo requisito de nutrientes.

FIGURA 3.11 – Processos de conversão na digestão anaeróbia. Fonte: GUJER & ZEHNDER (1983).

A digestão anaeróbia depende fortemente da temperatura. Na faixa de 30 a 40 °C, a digestão anaeróbia atinge sua taxa máxima. A digestão é possível em temperaturas abaixo de 10 °C, mas sua eficiência é significativamente reduzida. Desta forma, o processo é mais

atrativo para regiões tropicais e subtropicais, onde a temperatura do esgoto normalmente não cai abaixo de 18 °C. O valor e a estabilidade do pH no reator são extremamente importantes: deve manter-se numa faixa estreita em torno do valor neutro para que a metanogênese possa ocorrer em taxas elevadas (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994). Baixos valores de pH são inibidores do processo. Caso haja aumento súbito da taxa de carregamento orgânico e a capacidade química de tamponamento for insuficiente, o sistema pode sofrer acidificação (abaixamento do pH) e em casos extremos sofrer colapso pelo acúmulo de ácidos voláteis. Outros fatores que podem afetar o desempenho dos sistemas anaeróbios de tratamento de esgotos sanitários são a variação de vazão (diária, semanal e sazonal), a composição química dos esgotos sanitários e a natureza de seus constituintes (proteínas, carboidratos e lipídios) (OLIVA, 1997).

3.4.4 Cinética da digestão anaeróbia

Segundo SPEECE (1996), a cinética do crescimento de culturas anaeróbias (puras ou mistas) tem sido estudada utilizando-se a expressão de MONOD⁷, que relaciona a taxa de crescimento com a concentração de substrato limitante, conforme a EQUAÇÃO 3.14:

$$\mu_0 = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S}{K_s + S} \quad (3.14)$$

Onde:

μ_0 : taxa específica de crescimento, expressa em g de biomassa por g de substrato por dia;

$\mu_{m\acute{a}x}$: taxa específica máxima de crescimento, expressa em g de biomassa por g de substrato por dia;

S: concentração de substrato limitante, g/L e

K_s : concentração de S para a qual $\mu_0 = 0,5 \mu_{m\acute{a}x}$, g/L.

A taxa específica líquida de produção de biomassa (lodo biológico) é expressa pela EQUAÇÃO 3.15.

$$\frac{\Delta X / \Delta t}{X} = \frac{1}{\theta_c} = y \cdot U - k_d \quad (3.15)$$

Onde:

$\frac{\Delta X / \Delta t}{X}$: taxa específica líquida de produção celular (lodo) no intervalo de tempo Δt , d⁻¹;

X: massa ou concentração de células (ou de lodo) no sistema, g/L ou g;

θ_c : tempo de residência celular (ou idade do lodo), d;

y : coeficiente de produção celular (ou de lodo), g de biomassa (lodo) por g de substrato;

U : utilização específica do substrato, g de substrato por g de biomassa por dia;

k_d : coeficiente de decaimento endógeno, d^{-1} .

Em sistemas de tratamento que operam com θ_c bem definido, a taxa específica líquida de crescimento (μ) corresponde à recíproca da idade do lodo, ou seja:

$$\mu = \frac{1}{\theta_c} = \mu_0 - k_d \quad (3.16)$$

Portanto:

$$U = \frac{\mu_{máx}}{y} \cdot \frac{S}{K_s + S} = k \cdot \frac{S}{K_s + S} \quad (3.17)$$

Onde $k = \mu_{máx}/y$.

A partir das EQUAÇÕES 3.15 e 3.16, é derivado o conceito de “tempo de retenção celular mínimo” ($\mu_c^{\min}$), entendido como o menor valor de μ_c abaixo do qual o tempo de permanência da biomassa no sistema é inferior ao necessário para o crescimento celular, inviabilizando o processo. Em culturas mistas, esse tempo corresponde ao tempo mínimo de geração da espécie mais lenta, em geral adotada como sendo o das bactérias metanogênicas acetotróficas (BMA).

O valor de $\mu_c^{\min}$ é obtido, teoricamente, quando o valor de S se torna muito próximo do valor de S_0 (concentração do substrato afluente), de maneira que o termo $S/(K_s+S)$ se aproxima da unidade. Nessas condições:

$$\frac{1}{\theta_c^{\min}} = y \cdot k - k_d \quad (3.18)$$

Como os dados constantes na literatura referem-se a diferentes condições de determinação dos parâmetros cinéticos (tais como diferentes tipos de culturas mistas e puras, diferentes substratos, diferentes tipos de lodo, diferentes reatores, diferentes formas de

⁷ MONOD, J. (1948). ‘La technique de culture continue: theorie et applications.’ *Ann. Inst. Pasteur*, 79, 390.

alimentação, etc.) a ampla gama de valores reportados servem melhor à compreensão dos fenômenos que à modelagem matemática do processo para fins de projeto e operação dos sistemas.

3.4.5 Reator UASB

O reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) foi desenvolvido na década de 70 pelo professor Lettinga e sua equipe na Universidade de Wageningen, Holanda. O reator UASB é o sistema mais utilizado de tratamento anaeróbio de esgoto a alta taxa. Várias unidades em escala real estão implantadas em diferentes países e mais sistemas estão sendo construídos, todos em regiões com clima tropical ou subtropical. Também foram realizados estudos em escala piloto em regiões com clima moderado (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

A FIGURA 3.12 mostra o esquema de um reator UASB e de seus principais dispositivos, sendo o mais característico o separador de fases. O separador de fases divide o reator em duas partes: zona de digestão, onde há uma manta de lodo responsável pela digestão anaeróbia, e zona de sedimentação. O afluente é introduzido pelo fundo do reator e segue trajetória ascendente, atravessando a zona de digestão, passando por uma abertura do separador de fases e entrando na zona de sedimentação. Quando o afluente é introduzido no reator, há mistura do material orgânico nele presente com o lodo anaeróbio (zona de digestão). Como resultado da digestão anaeróbia, há produção de biogás e crescimento da camada de lodo. O líquido ascende, passa pelas aberturas existentes no separador de fases e entra na parte superior do reator. Devido à forma do separador de fases, a área disponível para o escoamento ascensional do líquido na parte superior aumenta na medida em que o líquido se aproxima da superfície. Desta forma, sua velocidade tende a diminuir. Os flocos de lodos que eventualmente são arrastados encontram uma zona tranqüila e é possível que sua velocidade de sedimentação se torne maior que a velocidade de arrasto do líquido e venham a se depositar sobre a superfície inclinada do separador de fases. Quando uma massa suficientemente grande de sólidos for acumulada, seu peso superará a força de atrito e deslizará pelo separador de fases até retornar novamente à zona de digestão. A presença de uma zona de sedimentação resulta em melhoria da retenção dos sólidos sedimentáveis e garante a presença de uma grande massa de lodo na zona de digestão. As bolhas de biogás formadas na zona de digestão ascendem na fase líquida até encontrarem a interface líquido-gás, promovida pelo separador de fases. Nesta região, o gás desprende-se para fase gasosa e é coletado e enviado ao selo hidráulico (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

Segundo VAN HAANDEL & LETTINGA (1994), os critérios de projeto de um reator UASB baseiam-se na experiência (ainda bastante limitada) obtida com reatores em

escala de demonstração e em escala real. No caso de águas residuárias relativamente diluídas, como o esgoto sanitário, a carga hidráulica e não a carga orgânica será o parâmetro mais importante na determinação da forma e do tamanho do reator. O primeiro parâmetro que precisa ser quantificado para efeito de projeto é o tempo de detenção hidráulica (TDH). O valor de TDH não pode ser avaliado a partir de considerações teóricas. A experiência tem mostrado que, em regiões tropicais e subtropicais, TDH igual a 6 h é suficiente para obtenção de eficiência de remoção compatível com o processo. Em temperaturas entre 10 e 18°C, TDH deve ser elevado para 12 a 14 h, para eficiência correspondente. Além do volume, os valores de área e altura do reator devem ser considerados tendo em vista o custo de remoção da terra e da área ocupada.

Os valores ótimos desses dois fatores devem ser analisados em cada caso, mas, em geral, a altura de um reator UASB é de 4 a 6 m. Também deve ser analisada a cota de fundo do reator, de forma que o nível do emissário final de esgoto se situe acima da parte superior do reator, evitando o bombeamento do esgoto afluente. Quanto à sua forma geométrica, o reator pode ser retangular ou circular. A seção circular apresenta maior estabilidade estrutural, embora a construção de seu separador de fases seja mais complicada comparada à seção retangular. Ambas as opções têm sido utilizadas na prática e parece não haver vantagem a favor de uma ou de outra na eficiência de remoção da matéria orgânica.

O separador de fases é o dispositivo mais característico e mais importante do reator UASB. Distingue-se quatro funções para ele: (i) coleta do biogás gerado na zona de digestão, abaixo do separador, (ii) condições de sedimentação de sólidos em suspensão na parte superior do reator, acima do separador, (iii) auxílio na manutenção de uma concentração baixa de sólidos sedimentáveis no efluente e (iv) o espaço acima do separador pode ser utilizado para armazenamento de lodo durante períodos de sobrecarga hidráulica. Durante o projeto de um reator UASB, o separador de fases deve ser projetado de forma a cumprir suas funções.

O dispositivo de distribuição da vazão afluente é responsável por distribuir tão uniformemente quanto possível a vazão afluente sobre o fundo do reator, colocando-a em contato com o lodo presente. É necessário que o dispositivo distribua a vazão em diversas partes iguais e seu projeto deve prever (i) dispositivo para verificação da vazão em cada ponto de descarga, de modo a garantir a distribuição uniforme, (ii) que eventuais entupimentos neste dispositivo sejam facilmente detectáveis, (iii) que os obstáculos que causam os entupimentos possam ser facilmente removidos.

O dispositivo de coleta do efluente é responsável por coletar uniformemente a água residuária tratada na parte superior do reator. A maioria dos reatores UASB tem um dispositivo de coleta similar àquele usado em decantadores: calhas horizontais com vertedores

triangulares a distâncias regulares. Normalmente, as calhas são providas de retentores de espuma, responsáveis por evitar que o lodo flutuante seja descarregado junto com o efluente.

Visando o monitoramento, também devem ser previstos dispositivos especiais: (i) para coleta de amostragem de lodo a diferentes profundidades, (ii) para descarga do excesso de lodo e (iii) para coleta de gás e manutenção do nível constante da interface líquido-gás (selo hidráulico).

Antes de ser enviada ao reator, a água residuária deve passar por gradeamento e por caixa de areia, porque sem a retenção prévia de sólidos inertes (areia, silte, argila etc.) o reator seria rapidamente ocupado por material prejudicial à estabilidade do processo. Além disso, devem ser previstos ensaios com traçadores para verificação do comportamento hidrodinâmico do reator (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

FIGURA 3.12 – Representação esquemática de um reator UASB. Fonte: VAN HAANDEL & LETTINGA (1994).

Desempenho de reatores UASB

A TABELA 3.4 mostra algumas características operacionais e o desempenho de reatores no tratamento de esgotos sanitários em escala piloto e em estações experimentais de tratamento (20 a 1200 m³), operadas de forma continuada (pelo menos quatro meses). Os valores apresentados e as eficiências de tratamento são baseados em afluentes e efluentes não filtrados, conforme salientam os autores. A eficiência de remoção de DBO em torno de 60 a 90% pode ser atingida em reatores UASB operados em temperaturas acima de 20°C. A remoção de DQO é, geralmente, 10 a 20% inferior do que a de remoção de DBO (OLIVA, 1997).

TABELA 3.4 – Resultados de sistemas de tratamento anaeróbio de esgotos sanitários. Fonte: ALAERTS et al.⁸ apud OLIVA (1997).

PARÂMETROS DE PROJETO	Holanda ⁹	Brasil ¹⁰	Colômbia ¹¹	Colômbia ¹²	Índia ¹³
Tipo de reator	UASB	UASB	UASB	UASB	UASB
Volume (m ³)	20	120	35	64	1200
TDH (h)	8,7 a 15	4,7 a 9	5	6	6
Carreg. Volumétrico (kg DQO/m ³ /d)	0,4 a 0,9	-	-	2 (máx)	-
T (°C)	4 a 18	21 a 25	23 a 27	25	>20
DQO/DBO	2 a 3,5	2	-	2 a 3	2,9
REMOÇÕES					
DBO (%)	24 a 53	61 a 80	80	70 a 90	65 a 70
DQO (%)	24 a 54	50 a 70	66	50 a 75	62 a 70
SST (%)	43 a 64	56 a 79	70	60 a 85	67 a 79
P (%)	-	3	-	40	-
N (%)	-	0	-	-	-
CARACTERÍSTICAS DOS EFLUENTES					
DBO (mg/L)	40 a 110	31 a 59	39	25 a 45	50 a 56
DQO (mg/L)	170 a 303	96 a 132	145	120 a 140	91 a 103
SST (mg/L)	43 a 80	33 a 61	70	30 a 60	111 a 165
Coliformes (NMP/100 mL)	-	10 ⁷	-	10 ⁷	-

⁸ ALAERTS, G.J.; VEENSTRAT, S.; BENTVELSEN, M. & DUIJL, L.A. van (1990). 'Feasibility in Sanitation Strategies in Developing Countries'. *IHE Report Series 20*, IHE Delft, Holanda.

⁹ DE MAN, A.; LETTINGA, G. (1987). "Anaerobe behandeling van rioolwater bij lage temperaturen". *H₂O*, n.20, p.640-44.

¹⁰ VIEIRA, S. (1988). "Anaerobic treatment of domestic sewage in Brazil: research results and full-scale experience". In *5th Int. Symp. On Anaerobic Digestion*, Bologna, Itália, p.185-96.

¹¹ SCHELLINKHOUT, A.; JAKMA, F.; FORERO, G. (1988). 'Sewage treatment: the anaerobic way is advancing in Colombia'. In *5th Int. Symp. On Anaerobic Digestion*, Bologna, Itália, p.771-76.

¹² KOOLJMAN, J.L.; LETTINGA, G.; VAN VELSEN, A.F.M. (1986). "Application of the UASB process for treatment of domestic sewage under sub-tropical conditions: the Cali case". In *Anaerobic Treatment: a Grown-up Technology*, p.423-36. Proc. EWPCA Conference, Amsterdã, Holanda

¹³ ALAERTS et al. (1989). "Assessment of the feasibility of anaerobic sewage treatment in developing countries". *Report of the Int. Institute for Hydraulic and Environmental Engineering*, Delft, Holanda.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 Considerações iniciais

Conforme descrito no item 2, o propósito principal deste trabalho foi testar e quantificar os principais parâmetros envolvidos no pós-tratamento físico-químico por flotação por ar dissolvido (FAD) de efluente de reator anaeróbio de manta de lodo (UASB), quando tratando esgoto sanitário. Para promover a coagulação do efluente do reator UASB foram utilizados, isoladamente, cloreto férrico (CF) e polímero catiônico (PC). A cal hidratada foi empregada para promover a variação do pH de coagulação quando o cloreto férrico era utilizado. Os parâmetros testados e quantificados foram: dosagem de produto químico (DCF e DPC), pH de coagulação (pH_{coag}), tempo de floculação (T_f), gradiente médio de velocidade de floculação (G_f), quantidade de ar fornecida (S^*) e taxa de aplicação superficial (TAS). O trabalho foi desenvolvido em duas fases distintas: ensaios em escala de laboratório (flotatestes) e ensaios em instalação piloto (flotador), conforme mostrado na FIGURA 4.1 e na FIGURA 4.2.

As características físico-químicas e biológicas do efluente do reator UASB variam ao longo do dia, do mês e do ano. Por este motivo, foi adotado um procedimento padrão, descrito no item 4.3, para coleta e armazenamento das amostras do esgoto bruto e do efluente do reator UASB utilizadas nos ensaios de laboratório.

Nos ensaios de laboratório foi utilizado equipamento de floculação/flotação em escala de laboratório (flotatestes). Para os ensaios em escala piloto foi utilizada uma instalação piloto de coagulação/floculação/flotação por ar dissolvido com escoamento contínuo (flotador), anteriormente utilizado em pesquisa realizada por BRAGA (1998), na CITROSUCO PAULISTA S.A. (Unidade Matão). Nos ensaios de laboratório foram avaliados os parâmetros DCF e DPC, pH_{coag} , T_f , G_f e S^* . Os valores encontrados em laboratório foram posteriormente utilizados nos ensaios em escala piloto, onde, então, foram avaliados os parâmetros S^* e TAS.

O tempo de detenção hidráulica do efluente do reator UASB no flotador era de aproximadamente uma hora, o que possibilitava a determinação da eficiência do processo de FAD a partir dos resultados pontuais. Entretanto, por se tratar de um sistema composto (reator UASB + FAD), é interessante a avaliação da eficiência global do sistema. Ocorre que o tempo de detenção hidráulica do esgoto bruto dentro do reator UASB era de oito horas,

FIGURA 4.1– Fluxograma do método adotado para os ensaios de coagulação-floculação-flotação utilizando cloreto férrico no pós-tratamento físico-químico de efluentes de reatores UASB.

FIGURA 4.2- Fluxograma do método adotado para os ensaios de coagulação-floculação-flotação utilizando polímero catiônico no pós-tratamento físico-químico de efluentes de reatores UASB.

aproximadamente, o que inviabilizava a determinação da eficiência do sistema a partir de resultados pontuais. A partir dessa constatação, surgiu a necessidade de conhecer algumas características físico-químicas do esgoto bruto afluente e do efluente do reator UASB ao longo do dia (6:00 às 18:00) e da noite (18:00 às 6:00). Portanto, além dos ensaios já previstos, foi realizada uma caracterização físico-química simplificada destes dois líquidos, abrangendo os dois períodos.

4.2 Descrição das instalações

4.2.1 Equipamento de floculação/flotação em escala de laboratório (flotatestes)

O equipamento, mostrado na FIGURA 4.3 e na FIGURA 4.4, foi desenvolvido no Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC-USP. É composto por quatro vasos cilíndricos independentes entre si e interligados à uma câmara de saturação. Cada vaso possui 60 mm de diâmetro interno, 750 mm de altura, 5 mm de parede de acrílico e capacidade útil de 2,1 litros.

Para efetuar a floculação, cada vaso possui agitador próprio (tipo eixo vertical, paletas paralelas ao eixo, dois braços e uma paleta por braço) impulsionado por meio de um conjunto moto-redutor e ligado a um regulador de tensão para controle da energia fornecida para a floculação (rotação do agitador).

Para efetuar a flotação, cada vaso é interligado à uma câmara de saturação construída a partir de tubo acrílico com 6 mm de espessura de parede, 75 mm de diâmetro interno, 900 mm de altura e 3 litros de volume útil. Para sua operação e controle, a câmara de saturação possui manômetro, válvula de segurança, entrada de ar comprimido e entrada de água proveniente da rede de abastecimento público. O ar comprimido é fornecido por compressor de ar marca Shultz, modelo MSI-2.6 VL40, C56 JZ, ½ CV, 850 rpm. A entrada da água saturada nos jarros de flotação é controlada por registros de agulha.

Para coleta de amostra líquida, cada vaso possui pequenos orifícios ao longo de sua altura para adaptação de seringas com capacidade útil de 20 ml, responsáveis pela coleta. A partir da caracterização das amostras coletadas, são construídas as ‘curvas de flotação’, conforme método proposto por REALI (1991).

FIGURA 4.3 - Fotografia do equipamento de floculação/flotação em escala de laboratório (flotateste).

Obs.: medidas em metros.

FIGURA 4.4 - Esquema geral do flotateste. Fonte: REALI, 1994

4.2.2 Instalação piloto de coagulação/floculação/flotação por ar dissolvido com escoamento contínuo (flotador)

Na FIGURA 4.5 é mostrado um esquema simplificado do flotador utilizado durante a pesquisa. Na FIGURA 4.6 podem ser observadas as dimensões de cada unidade constituinte do sistema de FAD. As representações esquemáticas da câmara de saturação e do primeiro dispositivo de despressurização testado são mostradas na FIGURA 4.7. Fotografias do flotador e do sistema (reator UASB e flotador) são mostradas, respectivamente, na FIGURA 4.8 e na FIGURA 4.9.

O flotador é constituído, inicialmente, por uma caixa coletora do efluente do reator UASB. Essa unidade possui um vertedor triangular calibrado para medição da vazão afluente. Após passar pelo vertedor, o líquido é encaminhado para a unidade de mistura rápida, onde é aplicado o coagulante. Após a coagulação, há a unidade de floculação composta por duas câmaras em série, contendo agitadores lentos mecanizados com eixo vertical e paletas perpendiculares ao eixo. Em seguida, o líquido floculado é introduzido na câmara de flotação por ar dissolvido, onde é misturado ao líquido clarificado saturado com ar dissolvido, proveniente da câmara de saturação. Essa mistura ocorre na zona de contato, propiciando a colisão e a aderência das microbolhas aos flocos, resultando em um fluxo ascensional em direção à superfície, formando uma camada de lodo flotado. Com o decorrer do tempo, há um aumento da espessura desta camada de lodo e sua posterior remoção através da operação de inundação. Através da manipulação de um segundo vertedor triangular, localizado na caixa coletora do líquido clarificado, é possível aumentar o nível do líquido dentro do flotador, provocando a inundação responsável pela remoção do lodo flotado, que é coletado em canaleta localizada no interior da câmara de flotação. O líquido clarificado efluente da câmara de flotação é encaminhado para a caixa coletora já mencionada, onde uma parcela será bombeada para a câmara de saturação e o restante constituirá o efluente final do flotador. A parcela bombeada para a câmara de saturação é denominada vazão de recirculação do sistema. A câmara de saturação utilizada não possui recheio. Na linha de recalque da vazão de recirculação é introduzido o ar comprimido com o objetivo de manter um colchão de ar dentro da câmara de saturação, necessário para o bom funcionamento da unidade. Em seguida, o líquido saturado é enviado ao dispositivo de despressurização (registro de agulha), localizado na câmara de flotação, que o libera na zona de contato, onde é misturado ao líquido floculado.

A seguir, as unidades constituintes da instalação piloto são detalhadas.

Caixa coletora do efluente do reator UASB

Coleta a vazão efluente do reator UASB, encaminhada através de tubulação de PVC (DN 30 mm) com registro de esfera localizado na extremidade final da tubulação, visando o controle da vazão. Possui vertedor triangular medidor de vazão calibrado antes do início de sua utilização. As dimensões de todas as unidades podem ser observadas na FIGURA 4.6.

Unidade de mistura rápida

O grande volume original dessa unidade ($0,169 \text{ m}^3$) aliado à pequena vazão afluenta ($0,325 \text{ L/s}$) acarretava em um tempo de mistura rápida (T_{mr}) de 520 s. A partir da colocação de placas de isopor em seu interior, o volume útil da unidade reduziu-se à metade do seu valor original. Desta forma, T_{mr} diminuiu para 260 s, valor ainda elevado para a coagulação. Entretanto, em função de suas características construtivas e limitações geométricas, não foi possível reduzir ainda mais seu volume útil.

A agitação é fornecida por hélice propulsora ($\phi 150 \text{ mm}$, quatro pás) acoplada a eixo vertical. O eixo é impulsionado por motor a uma velocidade de 1700 rpm. A injeção do coagulante é realizada junto à hélice.

Unidade de floculação

É composta por duas câmaras em série contendo agitadores mecanizados interligados entre si por correia de transmissão, impedindo o controle individual da rotação de cada agitador. Os agitadores possuem eixo vertical com paletas perpendiculares ao eixo. Na FIGURA 4.6 são apresentadas as dimensões e as características geométricas dos agitadores.

Inicialmente, os agitadores estavam ligados diretamente a um motor e a um redutor, o que não permitia a variação da velocidade de sua rotação, limitando os ensaios a somente um valor de gradiente médio de velocidade de floculação. Para contornar essa limitação, um microprocessador-controlador de tamanho e frequência de onda marca SIEMENS, modelo Micromaster, foi conectado ao motor. Este equipamento permite que a velocidade de rotação do motor seja modificada através da variação da sua frequência (de 0 a 60 Hz) de funcionamento. A partir de então, durante os ensaios com o flotador, foi possível adotar os gradientes de velocidade média de floculação já obtidos nos ensaios de laboratório utilizando, individualmente, cloreto férrico e polímero catiônico. Desta forma, nos ensaios com cloreto férrico foi utilizado $Gf = 80 \text{ s}^{-1}$. Não foi adotado $Gf = 30 \text{ s}^{-1}$ nos ensaios com polímero catiônico, como determinado em laboratório, tendo em vista que para conseguir obter tal valor, o eixo deveria funcionar em rotação muito baixa, o que acarretava um superaquecimento do motor. Como medida de segurança, foi adotado $Gf = 40 \text{ s}^{-1}$.

No roteiro de ensaios a serem realizados com o flotador, estão previstas as variações da fração de recirculação (R) e da taxa de aplicação superficial (TAS) na câmara de flotação. Em função da dificuldade de mudança nas dimensões da câmara de flotação (A), a alternativa era restrita à mudança da vazão floculada afluyente (Q), conforme pode ser verificada na EQUAÇÃO 4-1.

$$TAS = \frac{Q \times (1 + R)}{A} \quad (4-1)$$

Onde:

TAS: taxa de aplicação superficial (m³/m²/d);

Q: vazão floculada afluyente à câmara de flotação (m³/d);

R: fração de recirculação (adimensional) e

A: área em planta da câmara de flotação.

Ocorre que há necessidade de que o tempo de floculação (Tf) seja igual em todos os ensaios, de forma a garantir que qualquer variação na eficiência do processo seja consequência da variação de R ou de TAS. Diante da impossibilidade de mudança das dimensões da unidade de floculação (V), a vazão afluyente à unidade de floculação (Qafl) não pode ser variada, conforme pode ser verificado na EQUAÇÃO 4-2.

$$Tf = \frac{V}{Qafl} \quad (4-2)$$

Onde:

Tf: tempo de floculação (s);

V: volume total da unidade de floculação (m³) e

Qafl: vazão afluyente à unidade de floculação (m³/s).

Diante da necessidade de variação de Q e da impossibilidade de mudança em Qafl (para manutenção das mesmas condições de floculação nos diversos ensaios), a solução adotada previa descarte de uma parcela de Q imediatamente antes de sua entrada na câmara de flotação. Desta forma, foi instalada uma tomada de líquido próxima à saída da unidade de floculação e, através de um conjunto moto-bomba e de um medidor eletrônico de vazão, a parcela descartada era mensurada.

Unidade de flotação por ar dissolvido

É do tipo convencional. Possui em seu interior uma zona de contato limitada por um defletor com inclinação de 60° com a horizontal. Devido à pequena vazão fornecida pelo reator UASB (máxima de 0,6 L/s) e a necessidade de TAS entre 140 e 210 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$, foi preciso reduzir a área em planta e o volume da zona de clarificação desta unidade. Para tanto, foram dispostas placas de isopor ao longo de toda sua lateral, contidas por placas de compensado naval, de forma a garantir a estanqueidade do enchimento (ver FIGURA 4.6). Também em seu interior há uma canaleta para coleta do lodo flotado. O líquido clarificado é enviado para caixa coletora através de comporta ajustável.

Para os estudos aqui desenvolvidos, a TAS foi definida como sendo a razão entre a vazão total afluente à câmara de flotação (Q_{total}) e sua área total em planta (A). Desta forma, Q_{total} é calculada pela EQUAÇÃO 4-3.

$$Q_{\text{total}} = Q_{\text{UASB}} + Q_{\text{coag}} + Q_{\text{R}} - Q_{\text{descarte}} \quad (4-3)$$

Onde:

Q_{UASB} : vazão efluente do reator UASB e afluente à instalação piloto;

Q_{coag} : vazão referente à dosagem de coagulante;

Q_{R} : vazão de recirculação;

Q_{descarte} : vazão de líquido floculado descartado imediatamente antes de sua entrada na câmara de flotação

Sistema de pressurização e saturação da vazão de recirculação

A unidade piloto prevê recirculação pressurizada. Sendo assim, o sistema de pressurização e saturação da vazão de recirculação é composto por bomba de pressurização, câmara de saturação, compressor de ar, medidor eletromagnético de vazão, dispositivo de depressurização e tubulações. A pressurização da câmara de saturação é realizada por uma bomba centrífuga multi-estágio Jacuzzi Hidroflex 15H4D10. O fornecimento de ar é efetuado por compressor de ar SCHULZ MSL 10 ML/175, diretamente na tubulação de recalque da vazão de recirculação. Para que a pressão no interior da câmara se mantivesse constante, foi instalada uma válvula reguladora com filtro na tubulação de fornecimento de ar. Há a necessidade de manter um colchão de ar dentro da câmara de saturação, essencial para o bom funcionamento da unidade. O controle do nível de água é realizado por ventosa. Todo o ar em excesso fornecido pelo compressor era eliminado pela ventosa, o que permitia a formação do colchão de ar e mantinha o nível d'água fixo. Para controle da vazão de ar fornecida pelo compressor foi instalado um registro de agulha ($\phi \frac{1}{4}$ ") na linha.

A câmara de saturação não continha recheio pois: (i) BRAGA (1998) a construiu originariamente sem recheio e (ii) por ocasião da manutenção nela realizada durante a presente pesquisa, optou-se por mantê-la sem recheio, devido à possibilidade de crescimento biológico e posterior entupimento do recheio.

Foram testados preliminarmente dois dispositivos de despressurização. O primeiro dispositivo era formado por um tubo de cobre provido de dois registros de agulha (ϕ 1/8”), localizados na base da zona de contato. Devido ao seu pequeno diâmetro, (i) os registros entupiam facilmente e (ii) a velocidade do jato de líquido era de tal forma alta, que os flocos se desfaziam, prejudicando a qualidade final do efluente. O segundo dispositivo testado foi um registro de agulha (ϕ 3/4”) localizado na parede da câmara de flotação, com fluxo de líquido saturado perpendicular à vazão de líquido floculado. Apesar desta segunda configuração não ser a mais adequada, ainda assim apresentou melhores resultados do que a primeira, de forma que o dispositivo de despressurização adotado foi o registro de agulha (ϕ 3/4”). A vazão de recirculação era mensurada através de medidor eletromagnético indutivo de vazão (marca ENGISTREL), instalado na linha de fornecimento de líquido saturado.

Tanque de preparo e dosagem de produto químico

Foram utilizados dois produtos químicos diferentes: (i) cloreto férrico e (ii) polímero catiônico. Para o preparo das soluções de cloreto férrico (1%) e de polímero catiônico (0,1%) foi instalado agitador mecânico no interior de tambor metálico de 200 L, sendo utilizado motor de 0,5 HP de potência. Na saída do tanque foi instalado um medidor de vazão volumétrico constituído por uma tubulação de PVC (DN 50 mm) com visor transparente e graduado para leitura do nível da solução no interior do tubo. A altura deste tubo era igual à do tanque e possuía extremidade superior aberta (operando como vasos comunicantes). Entre o tubo e o tanque foi instalada uma válvula de esfera, de forma que durante a operação de dosagem a válvula era fechada e o intervalo de tempo necessário para consumir o volume de solução no interior do tubo era cronometrado. A partir destes dois dados, a vazão de dosagem era calculada. O controle da vazão de dosagem era realizado por meio de uma bomba dosadora instalada na linha de fornecimento de solução de produto químico. O coagulante era injetado na unidade de mistura rápida, próximo à hélice propulsora.

Quantidade de ar fornecida para a flotação

Para verificação da eficiência de saturação de ar da câmara de saturação utilizada neste estudo, foi utilizado método desenvolvido e proposto por REALI (1991). O método prevê a realização de ensaios específicos visando a verificação da eficiência de saturação do ar (em peso) na água (em volume) em função da pressão na própria câmara e da temperatura da água.

FIGURA 4.5 – Esquema simplificado da instalação piloto de coagulação/floculação/flotação por ar dissolvido com escoamento contínuo (flotador).

FIGURA 4.7 – Representação esquemática da câmara de saturação e do primeiro dispositivo de despressurização testado.

FIGURA 4.8 – Fotografia da instalação piloto de coagulação/floculação/ flotação por ar dissolvido com escoamento contínuo (flotador).

FIGURA 4.9 – Fotografia do sistema de tratamento composto por reator UASB e flotador.

4.2.3 Reator protótipo anaeróbico de manta de lodo (reator UASB)

O reator UASB é construído em fibra de vidro e está implantado na área nordeste do Campus de São Carlos, da Universidade de São Paulo. O reator possui volume de 18 m^3 , sendo 4 m^2 de área e $4,5 \text{ m}$ de altura. Na FIGURA 4.10 é apresentada a fotografia do reator UASB. As plantas, os cortes e os demais aspectos construtivos do reator estão detalhados em OLIVA (1997). Segundo a referida autora, o esgoto sanitário tratado é proveniente da rede coletora pública da sub-bacia do Córrego Tijuco Preto, que atravessa o Campus de São Carlos. Na entrada dessa rede coletora no Campus, foi construída uma caixa coletora com poço de sucção, de onde o esgoto é bombeado até o reator, através de uma bomba ABS submersa, Robusta 700T, 1 cv de potência, vazão máxima de $65 \text{ m}^3/\text{h}$ e altura manométrica máxima de 16 mca. Uma grade foi instalada entre a caixa coletora e o poço de sucção com a função de remover sólidos grosseiros suspensos. O espaçamento entre barras da grade é de 5 cm. Um registro de esfera ($\phi 50 \text{ mm}$) controla a vazão afluyente ao reator, conduzida por tubulação PVC ($\phi 85 \text{ mm}$). O sistema de distribuição do afluyente é composto por dois vertedores triangulares que distribuem a vazão, em duas partes iguais, a dois tubos prolongados até o fundo do reator, distanciados entre si de $0,80 \text{ m}$. Também são partes integrantes do reator um coletor, um selo hídrico com coluna de 20 cm e um medidor de gás

TECNOBRAS, modelo Gallus 2000-G4. O sistema de coleta de efluentes é composto por dois tubos perfurados submersos, de forma a garantir a coleta uniforme destes. Sua operação foi iniciada em 29 de setembro de 1995. Desde maio de 1996, o reator vem operando com tempo de detenção hidráulico (TDH) igual a 8 h, equivalente a uma vazão efluente tratada de 0,61 L/s.

A partir de dezembro de 1996, a responsabilidade da operação do reator passou para o autor do presente trabalho. Duas modificações foram realizadas: (i) inicialmente o efluente tratado era lançado diretamente no Córrego do Tijuco Preto. Foi viabilizada a construção de 250 m de rede de esgoto, de manilha de barro de 6", interligando a caixa de saída a um poço de visita (PV) da rede coletora municipal de esgotos, localizado na saída Norte do Campus de São Carlos e (ii) após o medidor de gás, foi instalada uma coluna de carvão ativado para pré-tratamento dos gases liberados pelo reator. A coluna é constituída por tubo de PVC (ϕ 150 mm) preenchida com carvão ativado granular.

FIGURA 4.10– Fotografia do reator UASB.

4.2.4 Outros equipamentos e materiais utilizados neste trabalho

Além dos equipamentos anteriormente descritos, outros foram utilizados durante os ensaios de laboratório, de campo e na caracterização de todas as amostras coletadas ao longo do trabalho e estão listados a seguir:

- a) Equipamento denominado *jar-test*, empregado para efetuar mistura rápida durante os ensaios realizados em laboratório. Por ocasião dos ensaios iniciais em laboratório e utilizando cloreto férrico (produto químico que, em solução de 1%, apresenta cor laranja), foi verificado que o flotatesto não era adequado para efetuar a mistura rápida. A relação altura/diâmetro dos jarros era de tal forma elevada que impossibilitava a distribuição uniforme do cloreto férrico ao longo de sua altura, prejudicando, sobremaneira, a mistura rápida. Como alternativa ao flotatesto, foi utilizado o equipamento *jar-test* cujos jarros possuíam estatores e capacidade útil de 2 litros. O gradiente médio de velocidade da mistura rápida foi definido a partir da rotação do agitador e da temperatura da água conforme proposto por AZEVEDO NETO et al. (1987);
- b) Potenciômetro, marca HACH, modelo 43800-00, durante os ensaios de laboratório;
- c) Potenciômetro, marca ORION, modelo 230A, durante os ensaios de campo;
- d) Turbidímetro, marca HACH, modelo 2100P.
- e) Tacômetro, marca DEUMO, amplitude de 16 a 2000 rpm;
- f) Espectofotômetro, marca HACH, modelo DR-2000
- g) Reator para digestão, marca HACH, 25 tubos;
- h) Balança analítica QUIMIS, modelo AS 210, sensibilidade de 0.0001 g.
- i) Estufa, fabricante SOC. FABBER LTDA., amplitude de 60 a 280°C;
- j) Mufla, marca EDGCON, modelo 5P FC-1;
- k) Bomba de vácuo, marca IBAV, modelo BRD2, série 871073;
- l) Autoclave, marca PHOENIX, amplitude de 100 a 143°C e 0 a 3 kgf/cm²;
- m) Espectofotômetro, marca SHIMADZU, modelo UV-160A;
- n) Seladora, marca IDEXX, modelo Quanti-Tray;
- o) Cabine de análise de fluorescência, marca SPECTROLINE, modelo CM-10;
- p) Lâmpada ultravioleta, marca SPECTROLINE, modelo EA-160F;
- q) Condutivímetro, marca HORIBA, modelo DS-15;
- r) Unidade digestora, marca BÜCHI;
- s) Unidade destiladora, marca BÜCHI;
- t) Bureta digital BRINKMANN-BRAND;
- u) Câmara incubadora de DBO, marca FANEM, mod. 347CD.
- v) Medidor de oxigênio dissolvido Ox 901, marca ANALION;
- w) Membrana fibra de vidro GF 52/C, ø 47 mm, abertura 1,2 µm, marca SCHLEICHER & SCHÜLL;
- x) Vidrarias diversas.

4.3 Efluente do reator UASB

As características físico-químicas e biológicas do efluente do reator UASB variam ao longo do dia, do mês e do ano. Por este motivo, foi adotado um procedimento padrão para coleta e armazenamento das amostras do esgoto bruto e do efluente do reator UASB utilizadas nos ensaios com o flotatestes. A partir de recomendação de OLIVA (1997), a coleta era realizada às terças-feiras às 9h. Vale ressaltar que de forma alguma as coletas poderiam ser efetuadas nos sábados, domingos, segundas-feiras, feriados e seu dia seguinte tendo em vista a possibilidade de que as características do esgoto sanitário não fossem representativas. Da mesma forma, para evitar a interferência da diluição do esgoto sanitário decorrente de chuvas, não era realizada coleta se houvesse chovido nas 24 h anteriores. Do esgoto bruto afluente ao reator UASB era coletada uma amostra de 2 L. Em relação ao efluente do reator UASB, eram coletadas duas amostras com volumes distintos: 2 L e 60 L. Durante a coleta eram medidos o pH, a turbidez e a temperatura das amostras. As duas amostras de 2 L eram conservadas sob refrigeração para posterior caracterização no Laboratório de Saneamento do Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos-USP. A amostra de 60 L era utilizada para os ensaios com flotatestes. Em função da atividade biológica em curso nessa amostra, ocorria variação de pH e de turbidez ao longo dos ensaios. Entretanto, essa variação era mais intensa nas primeiras duas horas após a coleta e, decorrido esse período de tempo, a amostra praticamente se estabilizava. Dessa forma, os ensaios com flotatestes eram iniciados somente a partir das 11h, duas horas após sua coleta.

4.4 Produtos químicos empregados

Ao longo dos ensaios foram empregados três diferentes produtos químicos, a seguir listados.

1. **Solução de cloreto férrico:** do tipo comercial, com as seguintes características (de acordo com o fabricante):
 - Densidade: 1,410 g/cm³;
 - FeCl₃: 39,02%;
 - Acidez: 1,21%.
2. **Cal hidratada**
3. **Polímero sintético catiônico:** do tipo comercial, marca NALCO, com as seguintes características (de acordo com o fabricante):
 - Alto peso molecular e
 - Alta densidade de carga.

4.5 Ensaios em escala de laboratório, utilizando o flotatestes e com aplicação de cloreto férrico

Essa fase da pesquisa foi dividida em três etapas distintas e ilustradas na TABELA 4.1. A descrição detalhada de cada etapa é encontrada nos itens 4.5.1, 4.5.2 e 4.5.3. Convém lembrar que todas as dosagens de cloreto férrico mencionadas se referem a mg/L de FeCl_3 . Dessa forma, quando é mencionada uma dosagem de cloreto férrico de, por exemplo, 30 mg/L, essa dosagem equivale a 30 mg/L de FeCl_3 .

4.5.1 Ensaios com variação da dosagem de cloreto férrico e do pH de coagulação

O objetivo dessa etapa é a obtenção de dosagem adequada de cloreto férrico para tratamento físico-químico do efluente do UASB. Para variação do pH de coagulação foram utilizadas diversas dosagens de cal hidratada associadas às dosagens de cloreto férrico. Além do seu uso para variação do pH de coagulação, a cal hidratada também foi utilizada visando verificar, nas dosagens propostas, sua influência no tratamento.

Para dosagem de cloreto férrico de 30 mg/L, foram utilizadas as seguintes dosagens de cal hidratada: 0; 20; 35 e 50 mg/L. Para dosagem de cloreto férrico de 45 mg/L, foram utilizadas as seguintes dosagens de cal hidratada: 0; 30; 45 e 60 mg/L. Para dosagem de cloreto férrico de 65 mg/L, foram utilizadas as seguintes dosagens de cal hidratada: 0; 30; 50 e 70 mg/L. Para dosagem de cloreto férrico de 90 mg/L, foram utilizadas as seguintes dosagens de cal hidratada: 0; 30; 50 e 80 mg/L. Para dosagem de cloreto férrico de 110 mg/L, foram utilizadas as seguintes dosagens de cal hidratada: 0; 50; 70 e 90 mg/L. Os valores de pH de coagulação resultantes das diversas combinações de dosagens de cloreto férrico e de cal hidratada variaram entre 5,1 e 7,6. Os demais parâmetros operacionais foram mantidos fixos: $T_{mr} = 30$ s; $G_{mr} = 1100$ s^{-1} ; $T_f = 20$ min; $G_f = 60$ s^{-1} ; $R = 20\%$ (em volume); a pressão de saturação (P_{sat}) foi fixada em 450 kPa e as velocidades de flotação estudadas foram: $V_{f1} = 5,0$ cm/min; $V_{f2} = 10,0$ cm/min; $V_{f3} = 15,0$ cm/min; $V_{f4} = 20,0$ cm/min; $V_{f5} = 25,2$ cm/min. Na TABELA 4.1 essa etapa é apresentada dentro da sequência de ensaios realizados com o flotatestes e com aplicação de cloreto férrico como coagulante.

4.5.2 Ensaios com variação do tempo de floculação e do gradiente médio de velocidade de floculação

Em função da limitação de vazão imposta pelo Reator Protótipo UASB e das dimensões da Instalação piloto de coagulação/floculação/flotação por ar dissolvido com escoamento contínuo (flotador), foram restringidos os valores de tempo de floculação estudados. Desta forma, nos ensaios realizados nesta etapa foram investigados apenas dois valores de tempo de floculação: 15 e 25 min. Para cada tempo de floculação foram

investigados cinco diferentes valores de gradientes médios de velocidade de floculação: 30; 50; 60; 80 e 100 s^{-1} . Os demais parâmetros operacionais foram mantidos fixos: DCF= 65 mg/L e DCH= 0 mg/L, obtidos no item 4.5.1; Tmr= 30 s; Gmr= 1100 s^{-1} ; R= 20% (em volume); a pressão de saturação (Psat) foi fixada em 450 kPa e as velocidades de flotação estudadas foram: Vf1 = 5,0 cm/min; Vf2 = 10,0 cm/min; Vf3 = 15,0 cm/min; Vf4= 20,0 cm/min; Vf5 = 25,2 cm/min. Na TABELA 4.1 essa etapa é apresentada dentro da sequência de ensaios realizados com o flotatestes e com aplicação de cloreto férrico como coagulante.

4.5.3 Ensaios com variação da quantidade de ar fornecida ao processo

A variação da quantidade de ar fornecida ao processo (S^*) foi conseguida através da variação da fração de recirculação (R) de água saturada introduzida no vaso de flotação e medida em fração percentual do volume da amostra a ser tratada contida no jarro. Foram testadas as frações de recirculação (R) iguais a 5,0; 7,5; 10,0; 12,5; 15,0; 17,5; 20,0; 22,5; 25,0; 27,5 e 30,0%. Os demais parâmetros operacionais foram mantidos fixos: DCF= 65 mg/L e DCH= 0 mg/L, obtidos no item 4.5.1; Tmr= 30 s; Gmr= 1100 s^{-1} ; Tf= 15 min e Gf= 80 s^{-1} , obtidos no item 4.5.2; a pressão de saturação (Psat) foi fixada em 450 kPa e as velocidades de flotação estudadas foram: Vf1 = 5,0 cm/min; Vf2 = 10,0 cm/min; Vf3 = 15,0 cm/min; Vf4= 20,0 cm/min; Vf5 = 25,2 cm/min. Na TABELA 4.1 essa etapa é apresentada dentro da sequência de ensaios realizados com o flotatestes e com aplicação de cloreto férrico como coagulante.

TABELA 4.1 – Sequência das etapas de ensaios realizados com flotatestes e cloreto férrico.

Objetivo da etapa	Parâmetros mantidos fixos	Parâmetros variados
Investigação da dosagem de cloreto férrico e do pH de coagulação (4.5.1)	Gmr = 1100 s^{-1} ; Tmr = 30s; Gf = 60 s^{-1} ; Tf = 20 min; R = 20% (em volume); Psat = 450 kPa; Vf1 = 5,0 cm/min; Vf2 = 10,0 cm/min; Vf3 = 15,0 cm/min; Vf4 = 20,0 cm/min; Vf5 = 25,2 cm/min; Temperatura do efluente do UASB: 24,0 $\pm$ 1,0 $^{\circ}$ C	Dosagem de cloreto férrico / dosagem de cal hidratada (DCF/DCH), em mg/L: (30/0); (30/20); (30/35); (30/50); (45/0); (45/30); (45/45); (45/60); (65/0); (65/30); (65/50); (65/70); (90/0); (90/30); (90/50); (90/80); (110/0); (110/50); (110/70); (110/90)
Investigação do tempo de floculação e do gradiente médio de velocidade de floculação (4.5.2)	DCF = 65 mg/L e DCH = 0 mg/L (obtidos no item 4.5.1); Gmr = 1100 s^{-1} ; Tmr = 30s; R = 20% (em volume); Psat = 450 kPa; Vf1 = 5,0 cm/min; Vf2 = 10,0 cm/min; Vf3 = 15,0 cm/min; Vf4 = 20,0 cm/min; Vf5 = 25,2 cm/min; Temperatura do efluente do UASB: 23,2 $\pm$ 0,2 $^{\circ}$ C	Tempo de floculação (s) / gradiente médio de velocidade de floculação (s^{-1}) (Tf/Gf): (15/30); (15/50); (15/60); (15/80); (15/100); (25/30); (25/50); (25/60); (25/80); (25/100);
Investigação da quantidade de ar fornecida (4.5.3)	DCF = 65 mg/L e DCH = 0 mg/L (obtidas no item 4.5.1); Gmr = 1100 s^{-1} ; Tmr = 30s; Tf = 15 min e Gf = 80 s^{-1} (obtidos no item 4.5.2); Psat = 450 kPa; Vf1 = 5,0 cm/min; Vf2 = 10,0 cm/min; Vf3 = 15,0 cm/min; Vf4 = 20,0 cm/min; Vf5 = 25,2 cm/min; Temperatura do efluente do UASB: 20,5 $\pm$ 0,3 $^{\circ}$ C	fração de recirculação (R) , em volume: 5%; 7,5%; 10%; 12,5%; 15%; 17,5%; 20%; 22,5%; 25%; 27,5%; 30%

4.6 Ensaios em escala de laboratório, utilizando o flotatesto e com aplicação de polímero catiônico

Esta fase da pesquisa foi dividida em três etapas distintas e ilustradas na TABELA 4.2. A descrição detalhada de cada etapa é encontrada nos itens 4.6.1, 4.6.2 e 4.6.3.

4.6.1 Ensaios com variação da dosagem de polímero catiônico

O objetivo desta etapa foi a obtenção de dosagem adequada de polímero catiônico para tratamento físico-químico do efluente do UASB. Foram testadas dosagens de polímero catiônico (DPC) entre 1 e 16 mg/L, com variação de 1 mg/L (ver TABELA 4.2).

Os demais parâmetros operacionais foram mantidos fixos: $T_{mr} = 30$ s; $G_{mr} = 1100$ s⁻¹; $T_f = 20$ min; $G_f = 60$ s⁻¹; $R = 20\%$ (em volume); a pressão de saturação (P_{sat}) foi fixada em 450 kPa e as velocidades de flotação estudadas foram: $V_{f1} = 5,0$ cm/min; $V_{f2} = 10,0$ cm/min; $V_{f3} = 15,0$ cm/min; $V_{f4} = 20,0$ cm/min; $V_{f5} = 25,2$ cm/min.

4.6.2 Ensaios com variação do tempo de floculação e do gradiente médio de velocidade de floculação

Em função da limitação de vazão imposta pelo Reator Protótipo UASB e das dimensões da Instalação piloto de coagulação/floculação/flotação por ar dissolvido com escoamento contínuo (flotador), foram restringidos os valores de tempo de floculação estudados. Desta forma, nos ensaios realizados nesta etapa foram testados apenas dois valores de tempo de floculação: 15 e 25 min. Para cada tempo de floculação foram investigados cinco diferentes valores de gradientes médios de velocidade de floculação: 30, 50, 60, 80 e 100 s⁻¹ (ver TABELA 4.2)

Os demais parâmetros operacionais foram mantidos fixos: $DPC = 7$ mg/L, obtido no item 4.6.1; $T_{mr} = 30$ s; $G_{mr} = 1100$ s⁻¹; $R = 20\%$ (em volume); a pressão de saturação (P_{sat}) foi fixada em 450 kPa e as velocidades de flotação estudadas foram: $V_{f1} = 5,0$ cm/min; $V_{f2} = 10,0$ cm/min; $V_{f3} = 15,0$ cm/min; $V_{f4} = 20,0$ cm/min; $V_{f5} = 25,2$ cm/min.

4.6.3 Ensaios com variação da quantidade de ar fornecida ao processo

A variação da quantidade de ar fornecida ao processo (S^*) foi conseguida através da variação da fração de recirculação (R) de água saturada introduzida no vaso de flotação e medida em fração percentual do volume da amostra a ser tratada contida no jarro. Foram

testadas as frações de recirculação (R) iguais a 5,0; 7,5; 10,0; 12,5; 15,0; 17,5; 20,0; 22,5; 25,0; 27,5 e 30,0% (ver TABELA 4.2).

Os demais parâmetros operacionais foram mantidos fixos: DPC= 7 mg/L, obtido no item 4.6.1; Tmr= 30 s; Gmr= 1100 s⁻¹; Tf= 15 min e Gf= 80 s⁻¹, obtidos no item 4.6.2; a pressão de saturação (Psat) foi fixada em 450 kPa e as velocidades de flotação estudadas foram: Vf1 = 5,0 cm/min; Vf2 = 10,0 cm/min; Vf3 = 15,0 cm/min; Vf4= 20,0 cm/min; Vf5 = 25,2 cm/min.

TABELA 4.2 – Sequência das etapas de ensaios realizados com flotatestes e polímero catiônico

Objetivo da etapa	Parâmetros mantidos fixos	Parâmetros variados
Investigação da dosagem de polímero catiônico (4.6.1)	Gmr = 1100 s ⁻¹ ; Tmr = 30s; Gf = 60 s ⁻¹ ; Tf = 20 min; R = 20% (em volume); Psat = 450 kPa; Vf1 = 5,0 cm/min; Vf2 = 10,0 cm/min; Vf3 = 15,0 cm/min; Vf4 = 20,0 cm/min; Vf5 = 25,2 cm/min; Temperatura do efluente do UASB: 22,5 ± 0,1 °C	Dosagens de polímero catiônico (DPC), em mg/L: 1; 2; 3; 4; 5; 6; 7; 8; 9; 10; 11; 12; 13; 14; 15 e 16 mg/L
Investigação do tempo de floculação e do gradiente médio de velocidade de floculação (4.6.2)	DPC = 7 mg/L (obtido no item 4.6.1); Gmr = 1100 s ⁻¹ ; Tmr = 30s; R = 20% (em volume); Psat = 450 kPa; Vf1 = 5,0 cm/min; Vf2 = 10,0 cm/min; Vf3 = 15,0 cm/min; Vf4 = 20,0 cm/min; Vf5 = 25,2 cm/min; Temperatura do efluente do UASB: 22,5 ± 0,1 °C	Tempo de floculação (s) / gradiente médio de velocidade de floculação (s ⁻¹) (Tf/Gf): (15/30); (15/50); (15/60); (15/80); (15/100); (25/30); (25/50); (25/60); (25/80); (25/100);
Investigação da quantidade de ar fornecida (4.6.3)	DPC = 7 mg/L (obtido no item 4.6.1); Gmr = 1100 s ⁻¹ ; Tmr = 30s; Tf = 15 min e Gf = 30 s ⁻¹ (obtidos no item 4.6.2); Psat = 450 kPa; Vf1 = 5,0 cm/min; Vf2 = 10,0 cm/min; Vf3 = 15,0 cm/min; Vf4 = 20,0 cm/min; Vf5 = 25,2 cm/min; Temperatura do efluente do UASB: 21,4 ± 0,4 °C	fração de recirculação (R) , em volume: 5%; 7,5%; 10%; 12,5%; 15%; 17,5%; 20%; 22,5%; 25%; 27,5%; 30%

4.7 Caracterização físico-química das amostras obtidas durante os ensaios com o flotatestes

Em todos os ensaios foram coletadas cinco amostras relativas às cinco diferentes velocidades de flotação (Vf1, Vf2, Vf3, Vf4 e Vf5). O volume de cada amostra foi de 30 mL, com exceção daquela relativa a Vf2, com volume de 150 mL. Foram efetuadas leituras de turbidez em cada amostra coletada, a partir das quais foram calculadas as eficiências teóricas de turbidez para cada velocidade de flotação. Somente a amostra relativa a Vf2 foi conservada para posterior caracterização físico-química simplificada no Laboratório de Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos – USP. Essa caracterização constitui da determinação de:

- DQO (não filtrada);
- Fósforo total;
- Cor aparente;
- Alcalinidade e
- Condutividade.

Dentre os ensaios de cada etapa, aquele que apresenta as maiores eficiências teóricas de turbidez foi repetido em dois jarros do flotatestes e somente a amostra relativa a Vf2 foi coletada em ambos, de forma a obter 500 mL de amostra. A partir dessa amostra, foi realizada caracterização complementar composta com a determinação de:

- NTK;
- Sulfetos;
- ST, SF, SST e SSF.

Todos os parâmetros caracterizados obedeceram à padronização de ensaios descrita no STANDARD METHODS FOR EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER (1992).

4.8 Ensaios realizados na instalação piloto de flotação por ar dissolvido

Nesta fase da pesquisa, foram executadas a montagem e a calibração de todas as unidades e equipamentos necessários à operação da instalação piloto de flotação com escoamento contínuo. Para a execução desses ajustes, foi dispendida considerável parcela do cronograma previsto. Dessa forma, puderam ser realizados somente alguns ensaios preliminares utilizando a referida instalação piloto. Ressalta-se que o projeto e a operação da instalação piloto não foram otimizados, constituindo apenas fonte para os primeiros resultados de linha de pesquisa mais ampla existente no Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC-USP.

Os ensaios de laboratório com o flotatestes forneceram valores de dosagem de coagulante, tempo de floculação, gradiente médio de velocidade de floculação e quantidade de ar fornecida ao processo para os dois produtos químicos testados: cloreto férrico e polímero catiônico. Esses parâmetros seriam diretamente utilizados na operação da instalação piloto. Entretanto, os valores de tempo de floculação e de quantidade de ar fornecido foram alterados, de forma a minimizar a influência da configuração geométrica das diferentes unidades constituintes da referida instalação.

Quanto ao tempo de floculação, inicialmente estava previsto que este seria de 15 min durante os ensaios na instalação piloto. Entretanto, em ensaios preliminares nesta instalação,

foi verificado que o aumento de T_f influenciava, sobremaneira, a remoção de fósforo. Havia a possibilidade de que poderia estar ocorrendo deficiência na floculação, talvez por problemas de curto-circuito ou de tempo de reação entre o coagulante e fósforo presente. Para minimizar o problema, foi adotado valor de T_f igual a 25 min (em vez de 15 min) e mantido o mesmo valor de G_f obtido no flotatestes quando $T_f = 15$ min.

Com relação a quantidade de ar fornecida, era esperado que a eficiência da câmara de saturação se aproximasse de 70% de saturação teórica de ar. Para tentar minimizar essa diferença na eficiência e manter os valores de fração de recirculação próximos daqueles alcançados em laboratório, a pressão no interior da câmara de saturação foi elevada de 450 para 550 kPa.

Quanto ao gradiente médio de velocidade de floculação, não foi adotado $G_f = 30 \text{ s}^{-1}$ nos ensaios com polímero catiônico, como determinado em laboratório, tendo em vista que para obtenção de tal valor, o eixo deveria funcionar em rotação muito baixa, o que acarretava um superaquecimento do motor. Como medida de segurança, foi adotado $G_f = 40 \text{ s}^{-1}$.

A partir destes valores, a instalação piloto (flotador) foi posta em operação.

4.8.1 Procedimento e monitoramento dos ensaios na instalação piloto

A operação da instalação piloto durante os ensaios é descrita a seguir.

- A vazão efluente do reator UASB era conferida para confirmar seu tempo de detenção hidráulico ($TDH = \pm 8$ horas) e, portanto, sua disponibilidade para abastecer a instalação piloto.
- Preparação da solução de produto químico utilizado no ensaio (cloreto férrico ou polímero catiônico) no respectivo tanque. Durante os ensaios com cloreto férrico a agitação era ocasionalmente acionada, tendo em vista que sua solução se mantinha homogênea. O uso de polímero catiônico exigia agitação constante para que sua solução pudesse ser mantida homogênea.
- Ajuste da dosagem de solução de produto químico através da bomba dosadora.
- Para evitar acúmulo de sujeira (sólidos suspensos presentes no efluente do reator UASB) no sistema de pressurização, inicialmente era injetada água de abastecimento na câmara de saturação. Desta forma a bomba de pressurização e o compressor de ar eram ajustados de forma a manter uma pressão em torno de 550 kPa no interior da câmara e a vazão de recirculação desejada no ensaio. Os ajustes eram efetuados através dos registros de agulha presentes em cada equipamento.

- Em seguida, era iniciada a alimentação da instalação piloto com efluente do reator UASB. A vazão em todos os ensaios foi mantida em torno de 0,325 L/s.
- Eram postos em funcionamento o motor da unidade de mistura rápida, o motor das unidades de floculação e a bomba dosadora.
- Cada unidade era gradualmente preenchida pelo líquido.
- Após totalmente preenchida, era ajustada a vazão de descarte do líquido floculado, de forma a obter o valor de TAS previsto nos ensaios.
- No momento em que a instalação piloto começava a fornecer o líquido já clarificado, era interrompido o fornecimento de água de abastecimento e iniciado o fornecimento do líquido clarificado para a câmara de saturação.
- Por um período de uma hora, o funcionamento da instalação piloto era minuciosamente acompanhado pois (i) era necessário que todos os equipamentos estivessem funcionando corretamente e de acordo com os ajustes iniciais e (ii) era suposto que, após esse período, não mais haveria influência da água de abastecimento inicialmente fornecida à câmara de saturação.
- Na sequência, eram realizadas leituras de turbidez do efluente do reator UASB e do líquido clarificado a cada quinze minutos, até garantir de que o sistema estava estabilizado (valores de turbidez constantes).
- Com o sistema estabilizado, eram coletadas amostras do esgoto bruto, do efluente do reator UASB e do líquido clarificado a cada quinze minutos, por um período de 45 minutos (três amostras).
- Eram medidos os valores de pH, de turbidez e de temperatura de cada amostra. Além das medidas dessas amostras, também era verificado o pH do líquido na unidade de coagulação (pH de coagulação).
- Após coletadas as três baterias de amostras, a instalação piloto era novamente ajustada para operar com novo valor de fração de recirculação.
- A cada intervalo de uma hora, a instalação piloto era submetida à inundação para retirada do lodo flotado.

4.8.2 Ensaios com a instalação piloto utilizando cloreto férrico

Nestes ensaios foram testadas diferentes frações de recirculação (R) associadas a diferentes taxas de aplicação superficial (TAS), utilizando o cloreto férrico como agente coagulante:

- $TAS = \pm 140 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ e $R = 20, 30 \text{ e } 40\%$ e
- $TAS = \pm 210 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ e $R = 20, 30 \text{ e } 40\%$.

Os demais parâmetros utilizados foram:

- ✓ Dosagem de cloreto férrico: 65 mg/L;
- ✓ Tempo de coagulação: 260 s;
- ✓ Tempo de floculação: 25 min;
- ✓ Gradiente médio de velocidade de floculação: 80 s^{-1} e
- ✓ Pressão de saturação: 550 kPa.

4.8.3 Ensaios com instalação piloto utilizando polímero catiônico

Nestes ensaios foram testadas diferentes frações de recirculação (R) associadas a diferentes taxas de aplicação superficial (TAS), utilizando o polímero catiônico como agente coagulante:

- $TAS = \pm 140 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ e $R = 20, 30 \text{ e } 40\%$ e
- $TAS = \pm 210 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ e $R = 20, 30 \text{ e } 40\%$.

Os demais parâmetros utilizados foram:

- ✓ Dosagem de polímero catiônico: 7 mg/L;
- ✓ Tempo de coagulação: 260 s;
- ✓ Tempo de floculação: 25 min;
- ✓ Gradiente médio de velocidade de floculação: 40 s^{-1} e
- ✓ Pressão de saturação: 550 kPa.

4.8.4 Ensaios com a câmara de saturação visando determinação de sua eficiência

Foram realizados ensaios com a câmara de saturação para determinação de sua eficiência de saturação da água com ar. Somente a partir desses valores, era possível saber a exata quantidade de ar que esta unidade estava propiciando ao processo.

Nos ensaios, a pressão no interior da câmara foi mantida em torno de 550 kPa. Os parâmetros variados foram temperatura e taxa de aplicação superficial da câmara de saturação (TAS_{cs}). A variação da temperatura não foi controlada pois dependia simplesmente das condições ambientes no momento dos ensaios, que variaram entre 25,2 e 29,2 °C. A variação da TAS_{cs} era função das vazões de recirculação utilizadas nos ensaios, de forma que os valores ensaiados eram bastante reduzidos ($28,3 \leq TAS_{cs} \leq 72,8 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$) em comparação aos comumente empregados ($TAS_{cs} \geq 600 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$). Os ensaios forneceram os valores de saturação em peso (Sp), expressos em g de ar/ m^3 de água, proporcionados pela câmara. A partir desses valores de Sp e dos valores máximos teóricos de massa de ar dissolvido na água em função da pressão e da temperatura (obtido em RESS, 1980), foi possível calcular a

eficiência da câmara de saturação. A quantidade de ar fornecido ao processo (S^*) foi obtida através da EQUAÇÃO 4-4.

$$S^* = S_p \times R \quad (4-4)$$

Onde:

S^* : quantidade de ar fornecida ao processo (g/m^3);

S_p : saturação em peso do ar na água (g/m^3) e

R : fração de recirculação (adimensional)

4.8.5 Caracterização físico-química das amostras obtidas durante os ensaios com a instalação piloto

Ao final de cada ensaio (por ex., $TAS=140 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ e $R=20\%$), eram obtidas três amostras do esgoto bruto, três do efluente do reator UASB e três do líquido clarificado. As três amostras do esgoto bruto foram misturadas e convertidas em uma única amostra composta. Da mesma forma, as três amostras do efluente do reator UASB também foram misturadas e convertidas em uma única amostra composta. A partir dessas duas amostras compostas e das três amostras do líquido clarificado, foram efetuadas as determinações listadas a seguir:

- DQO (da amostra não filtrada);
- Fósforo total;
- Cor aparente e
- Condutividade.

Para as determinações subsequentes, as três amostras do líquido clarificado foram misturadas e convertidas em uma única amostra composta. Dessa forma, a partir das três amostras compostas, foram realizadas as determinações a seguir listadas:

- DQO solúvel;
- Fósforo total dissolvido (fósforo solúvel) e
- ST, SF, SST e SSF.

Ao final de três ensaios (por ex., $TAS=140 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ e $R=20, 30$ e 40%), foi comparada a qualidade final dos líquidos clarificados e verificado qual deles apresentava os melhores resultados. A partir desta melhor amostra, foram determinados:

- DBO;
- NTK;

- Sulfetos;
- Alcalinidade
- Coliformes totais e fecais e
- Metais pesados.

Todos os parâmetros caracterizados obedeceram a padronização de ensaios descrita no STANDARD METHODS FOR EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER (1992).

4.9 Caracterização físico-química simplificada do esgoto bruto e do efluente do reator UASB ao longo de 24 horas

Esta etapa dos trabalhos foi realizada em parceria com os eng. sanitaristas José Almir Rodrigues Pereira e Neyson Martins Mendonça, respectivamente, alunos do Programa de Doutorado e de Mestrado do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC-USP. Foram caracterizados o esgoto sanitário bruto, o efluente do Reator UASB e o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido utilizado no Tratamento de Esgoto Sanitário, objeto de estudo dos engenheiros anteriormente citados. As amostras eram coletadas a cada uma hora de intervalo e encaminhadas imediatamente ao Laboratório de Saneamento da EESC-USP, onde sua caracterização era iniciada. Os trabalhos foram divididos em duas partes, a saber:

1. Caracterização noturna das águas residuárias, realizada das 18 h do dia 30 de setembro às 6 h do dia 1º de outubro de 1997 e
2. Caracterização diurna, realizada das 6 h às 18 h do dia 6 de outubro de 1997.

Não houve registro de precipitações pluviométricas na bacia de contribuição da rede de coleta de esgotos nas 24 h anteriores ao início dos trabalhos, em ambos os dias de coleta.

As determinações realizadas foram DQO bruta, DQO solúvel, pH, alcalinidade, temperatura, fósforo total, ácidos voláteis, ST, SF, SST e SSF.

Todos os parâmetros caracterizados obedeceram a padronização de ensaios descrita no STANDARD METHODS FOR EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER (1992).

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Os resultados obtidos durante os ensaios com o equipamento de floculação/flotação em escala de laboratório (flotateste) com aplicação de cloreto férrico e de polímero catiônico são apresentados nos itens 5.1 e 5.2, respectivamente. Nos ensaios com o flotateste foram investigados os seguintes parâmetros: dosagem de coagulante, tempo e gradiente médio de velocidade de floculação e quantidade de ar fornecida ao processo. Os itens 5.3 e 5.4 fornecem os resultados obtidos durante os ensaios utilizando a instalação piloto de flotação com escoamento contínuo (flotador) com aplicação de cloreto férrico e de polímero catiônico, respectivamente. Nos ensaios com o flotador foram investigados os seguintes parâmetros: quantidade de ar fornecida ao processo e taxa de aplicação superficial. No item 5.5 são apresentados os resultados dos ensaios com a câmara de saturação da unidade piloto utilizada nesse trabalho. O item 5.6 apresenta a caracterização físico-química simplificada do esgoto sanitário e do efluente do reator UASB, realizada por um período de 24 horas, possibilitando verificar seu comportamento nos períodos diurno e noturno, principalmente em relação à presença de fosfato total, DQO e SST.

Todos os resultados apresentados na forma de gráficos neste capítulo estão tabelados nos Apêndices 1 e 2.

5.1 RESULTADOS DOS ENSAIOS EM ESCALA DE LABORATÓRIO, UTILIZANDO O FLOTATESTE E COM APLICAÇÃO DE CLORETO FÉRRICO

As curvas de flotação (FIGURA 5.1 a FIGURA 5.5, FIGURA 5.8, FIGURA 5.9 e FIGURA 5.12) estão individualmente identificadas por legendas, especificando o parâmetro variado, o valor do pH de coagulação, a velocidade de flotação (V_{f2}) relativa à amostra coletada para caracterização simplificada, o valor da concentração de DQO e de fosfato total (P) da amostra coletada. De acordo com REALI (1991), as curvas de flotação permitem avaliar a velocidade ascensional dos flocos formados em diferentes condições de coagulação e floculação. Quanto maior a velocidade de flotação, maior poderá ser a taxa de aplicação superficial em uma unidade de flotação em escala real (menor o tamanho da unidade), para manutenção de determinada eficiência de remoção. Dessa forma, em sua análise, são consideradas melhores as curvas de flotação que resultaram em curvas com os menores valores de “fração de turbidez com velocidade menor que a estabelecida” (eixo das ordenadas). A coleta das amostras em cinco diferentes velocidades de flotação permite a construção das curvas de flotação e uma análise aproximada do comportamento hipotético do tratamento em diferentes taxas de aplicação superficial. Deve-se ressaltar que não é válida a correlação direta dos valores absolutos de velocidade de flotação no Flotateste com valores de

taxa de aplicação superficial em unidade de flotação em escala real. Tal correlação pode ser feita apenas com vista à previsão aproximada do desempenho da flotação em reatores de escoamento contínuo operando em diferentes taxas de aplicação superficial. As amostras foram coletadas em cinco valores de velocidade de flotação: $Vf1 = 5$ cm/min (72 m/d), $Vf2 = 10$ cm/min (144 m/d), $Vf3 = 15$ cm/min (216 m/d), $Vf4 = 20$ cm/min (288 m/d) e $Vf5 = 25,2$ cm/min (363 m/d).

5.1.1 Variação da dosagem de cloreto férrico e do pH de coagulação, utilizando o flotatesto

As FIGURAS 5.1 a 5.5 apresentam os valores de fração de turbidez com velocidade menor que a estabelecida, ou seja, a razão entre a turbidez da amostra tratada e a turbidez do efluente do reator UASB, em função da velocidade de flotação para dosagens de cloreto férrico (DCF) de 30, 45, 65, 90 e 110 mg/L e diferentes valores de pH de coagulação, conforme adição de cal hidratada. Para dosagem de cloreto férrico de 30 mg/L, foram testadas quatro dosagens de cal hidratada (DCH): 0, 20, 35 e 50 mg/L. Observando-se a FIGURA 5.1, verifica-se que a DCH de 35 mg/L forneceu os melhores resultados de remoção de turbidez para a faixa de velocidades de flotação testadas, sendo que, para a velocidade de flotação de 10 cm/min, obteve-se 84,9% de remoção de DQO (DQO residual de 28 mg/L), 88,5% de remoção de turbidez (turbidez residual de 9 uT), 77,9% de remoção de fosfato total (P residual de 3,1 mg/L) e 86,0% de remoção de cor aparente (cor aparente residual de 54 uC). Para dosagem de cloreto férrico de 45 mg/L, foram testadas quatro dosagens de cal hidratada (DCH): 0, 30, 45 e 60 mg/L. Observando-se a FIGURA 5.2, verifica-se que a DCH de 45 mg/L forneceu os melhores resultados de remoção de turbidez para a faixa de velocidades de flotação testadas, sendo que, para a velocidade de flotação de 10 cm/min, obteve-se 86,6% de remoção de DQO (DQO residual de 25 mg/L), 94,2% de remoção de turbidez (turbidez residual de 4,4 uT), 89,3% de remoção de fosfato total (P residual de 1,5 mg/L) e 87,6% de remoção de cor aparente (cor aparente residual de 48 uC). Para dosagem de cloreto férrico de 65 mg/L, foram testadas quatro dosagens de cal hidratada (DCH): 0, 30, 50 e 70 mg/L. Observando-se a FIGURA 5.3, verifica-se que a DCH de 0 mg/L forneceu os melhores resultados de remoção de turbidez para a faixa de velocidades de flotação testadas, sendo que, para a velocidade de flotação de 10 cm/min, obteve-se 88,2% de remoção de DQO (DQO residual de 22 mg/L), 97,2% de remoção de turbidez (turbidez residual de 2 uT), 96,0% de remoção de fosfato total (P residual de 0,56 mg/L) e 91,7% de remoção de cor aparente (cor aparente residual de 32 uC). Para dosagem de cloreto férrico de 90 mg/L, foram testadas quatro dosagens de cal hidratada (DCH): 0, 30, 50 e 80 mg/L. Observando-se a FIGURA 5.4, verifica-se que a ausência de cal hidratada (DCH = 0 mg/L) forneceu os melhores resultados

de remoção de turbidez para a faixa de velocidades de flotação testadas, sendo que, para a velocidade de flotação de 10 cm/min, obteve-se 89,2% de remoção de DQO (DQO residual de 20 mg/L), 98,5% de remoção de turbidez (turbidez residual de 1,1 uT), 94,7% de remoção de fosfato total (P residual de 0,75 mg/L) e 95,6% de remoção de cor aparente (cor aparente residual de 17 uC). Para dosagem de cloreto férrico de 110 mg/L, foram testadas quatro dosagens de cal hidratada (DCH): 0, 50, 70 e 90 mg/L. Observando-se a FIGURA 5.5, verifica-se que a DCH de 35 mg/L forneceu os melhores resultados de remoção de turbidez para a faixa de velocidades de flotação testadas, sendo que, para a velocidade de flotação de 10 cm/min, obteve-se 78,0% de remoção de DQO (DQO residual de 41 mg/L), 98,7% de remoção de turbidez (turbidez residual de 0,73 uT), 98,9% de remoção de fosfato total (P residual de 0,16 mg/L) e 96,6% de remoção de cor aparente (cor aparente residual de 13 uC).

Na TABELA 5.1, é apresentada a eficiência prevista de remoção de turbidez para diferentes velocidades de flotação, referentes apenas às melhores condições de pH (correspondente a uma determinada DCH) para cada dosagem de cloreto férrico investigada. Observa-se que em relação à remoção de turbidez os melhores resultados foram obtidos para DCF maior ou igual a 65 mg/L, sem adição de cal, com remoções acima de 96,3% de turbidez para velocidades de flotação de 25,2 cm/min. Embora com remoções ligeiramente inferiores, o menor valor de DCF estudado (DCF=30 mg/L e DCH=35 mg/L) também forneceu resultados satisfatórios para todas as velocidades de flotação investigadas (86,1% a 88,7% de remoção de turbidez).

Na FIGURA 5.6 são apresentadas as concentrações residuais de DQO, fosfato total e cor aparente, além do valor de pH, referentes a cada um dos ensaios de flotação em que foram variados os valores de DCF e de DCH. Verifica-se que o valor de pH em todos os ensaios se situou na faixa de 5,1 a 7,6. Observa-se que o residual de DQO apresentou valores mais baixos para DCF de 30 a 90 mg/L, situando-se na faixa de 17 a 30 mg/L de DQO, sendo que o menor valor foi obtido para DCF de 65 mg/L (DCH de 50 e de 70 mg/L). Quanto à cor aparente, os menores valores residuais referem-se a DCF acima de 65 mg/L, com valores na faixa de 13 a 31 uC. Finalmente, com relação às concentrações residuais de fosfato total, verifica-se que, a medida que a DCF foi aumentada (a partir de 30 mg/L), se obteve redução gradativa da concentração residual de fosfato total, até o valor de DCF de 65 mg/L (sem adição de cal). A partir desse valor de DCF, observa-se quase constância no valor residual de fosfato. Tal constatação coincide com a curva apresentada por JENKINS & HERMANOWICZ (1991), mostrada na FIGURA 3.10 do item 3.3.1 (p.34).

Na TABELA 5.2, encontram-se apresentadas as eficiências de remoção de DQO, de fosfato total e de cor aparente obtidos em todos os ensaios dessa primeira fase de estudos, valores esses referentes à velocidade de flotação de 10 cm/min (144 m/d). Também são

apresentadas as eficiências de remoção de NTK, de sulfetos e de sólidos suspensos e totais. Visualizam-se, novamente, os fatos comentados no parágrafo anterior. Além disso, no que concerne à remoção de sólidos suspensos, verifica-se que para todas as DCF investigadas foram obtidas sempre remoções na faixa de 88,9% a 98,6% (com residuais de 8 a 1 mg/L de SST), sendo que a partir de 65 mg/L de cloreto férrico essa faixa se situou entre 94,4% e 98,6% (residuais entre 4 e 1 mg/L de SST). Com relação aos sólidos totais, observaram-se valores residuais sempre na faixa de 172 a 225 mg/L (remoções de 40,3% a 22,6% de ST), com comportamento aleatório em relação à variação de DCF. Foi realizada apenas uma determinação de concentração de NTK e de sulfetos, referente a DCF de 45 mg/L (DCH de 45 mg/L). Foi observada concentração residual de 18,0 mg/L de NTK (remoção de 47,1%) e não foi detectada a presença de sulfetos (remoção maior que 96%) na amostra analisada.

Na FIGURA 5.7 são apresentados os resultados de porcentagem remanescente de fosfato total em função do pH de coagulação, para cada DCF estudada. Observa-se que para os valores de DCF de 45 a 110 mg/L, considerando a estreita faixa de pH investigada (5,1 a 6,4), houve pouca influência do pH na eficiência de remoção de fosfato, com exceção da curva referente à DCF de 45 mg/L, a qual apresentou ligeiro aumento de eficiência para valores de pH acima de 5,8. Com relação à DCF de 30 mg/L, observa-se ligeira queda no residual de fosfato à medida que se aumenta o valor de pH. Os dados obtidos não permitem considerações mais aprofundadas a respeito da influência do valor de pH (relacionada à adição de cal) na eficiência de remoção de fosfato total.

De maneira geral, essa primeira fase do estudo mostrou que dosagens de cloreto férrico a partir de 30 mg/L até 65 mg/L proporcionam eficiências bastante satisfatórias no que se refere à remoção de sólidos suspensos (89% a 95%), de turbidez (88,5% a 97%), de cor aparente (86% a 92%) e de DQO (85% a 91%). Dosagens de cloreto férrico a partir de 45 mg/L forneceram remoções de fosfato total superiores a 90%. Caso se deseje adoção de limites mais restritivos de concentrações residuais desse elemento (acima de 95% de remoção, por exemplo) seria recomendável adoção de dosagens de cloreto férrico a partir de 65 mg/L.

FIGURA 5.1 - Fração remanescente de turbidez (T/T0) em função da velocidade de flotação para dosagem de cloreto férrico = 30 mg/L e diferentes valores de pH de coagulação.

Ensaio (Item 4.5.1) realizados com o equipamento de flotatete e efluente do UASB. Gmr: 1100 s⁻¹, Tmr: 30s; Gf: 60 s⁻¹; Tf: 20 min; R: 20% (em volume); S*: 19,0 g/m³; Psat: 450 kPa. Características do efluente do UASB: turbidez: 80,0 uT; DQO da amostra não filtrada: 186 mg/L; fósforo total: 14,05 mg/L; temperatura: 24,0 ± 1,0 °C. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 1).

FIGURA 5.2 - Fração remanescente de turbidez (T/T0) em função da velocidade de flotação para dosagem de cloreto férrico = 45 mg/L e diferentes valores de pH de coagulação.

Ensaio (Item 4.5.1) realizados com o equipamento de flotatete e efluente do UASB. Gmr: 1100 s⁻¹, Tmr: 30s; Gf: 60 s⁻¹; Tf: 20 min; R: 20% (em volume); S*: 19,0 g/m³; Psat: 450 kPa. Características do efluente do UASB: turbidez: 80,0 uT; DQO da amostra não filtrada: 186 mg/L; fósforo total: 14,05 mg/L; temperatura: 24,0 ± 1,0 °C. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 1).

FIGURA 5.3 - Fração remanescente de turbidez (T/T0) em função da velocidade de flotação para dosagem de cloreto férrico = 65 mg/L e diferentes valores de pH de coagulação.

Ensaios (Item 4.5.1) realizados com o equipamento de flotatestes e efluente do UASB. Gmr: 1100 s^{-1} , Tmr: 30s; Gf: 60 s^{-1} ; Tf: 20 min; R: 20% (em volume); S*: $19,0 \text{ g/m}^3$; Psat: 450 kPa. Características do efluente do UASB: turbidez: 80,0 uT; DQO da amostra não filtrada: 186 mg/L; fosfato total: 14,05 mg/L; temperatura: $24,0 \pm 1,0 \text{ }^{\circ}\text{C}$. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 1).

FIGURA 5.4 - Fração remanescente de turbidez (T/T0) em função da velocidade de flotação para dosagem de cloreto férrico = 90 mg/L e diferentes valores de pH de coagulação.

Ensaios (Item 4.5.1) realizados com o equipamento de flotatestes e efluente do UASB. Gmr: 1100 s^{-1} , Tmr: 30s; Gf: 60 s^{-1} ; Tf: 20 min; R: 20% (em volume); S*: $19,0 \text{ g/m}^3$; Psat: 450 kPa. Características do efluente do UASB: turbidez: 80,0 uT; DQO da amostra não filtrada: 186 mg/L; fosfato total: 14,05 mg/L; temperatura: $24,0 \pm 1,0 \text{ }^{\circ}\text{C}$. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 1).

FIGURA 5.5 - Fração remanescente de turbidez (T/T0) em função da velocidade de flotação para dosagem de cloreto férrico = 110 mg/L e diferentes valores de pH de coagulação.

Ensaio (Item 4.5.1) realizados com o equipamento de flotatestes e efluente do UASB. Gmr: 1100 s⁻¹, Tmr: 30s; Gf: 60 s⁻¹; Tf: 20 min; R: 20% (em volume); S*: 19,0 g/m³; Psat: 450 kPa. Características do efluente do UASB: turbidez: 80,0 uT; DQO da amostra não filtrada: 186 mg/L; fosfato total: 14,05 mg/L; temperatura: 24,0 ± 1,0 °C. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 1).

TABELA 5.1-Eficiência (%) teórica de remoção de turbidez referente às dosagens de cal que apresentaram os melhores resultados para cada dosagem de cloreto férrico investigada, em diferentes velocidades de flotação.

Ensaio (Item 4.5.1) realizados com o equipamento de flotatestes e efluente do UASB. Gmr: 1100 s⁻¹, Tmr: 30s; Gf: 60 s⁻¹; Tf: 20 min; R: 20% (em volume); S*: 19,0 g/m³; Psat: 450 kPa. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 1).

Velocidade de flotação		Eficiência (%) teórica de remoção de turbidez				
		DCF = 30 mg/L	DCF = 45 mg/L	DCF = 65 mg/L	DCF = 90 mg/L	DCF = 110 mg/L
		DCH = 35 mg/L	DCH = 45 mg/L	DCH = 0 mg/L	DCH = 0 mg/L	DCH = 0 mg/L
cm/min	m/d	pH _{coag} = 7,30	pH _{coag} = 6,13	pH _{coag} = 5,35	pH _{coag} = 5,21	pH _{coag} = 5,13
5,0	72	88,7	94,3	97,2	98,6	98,7
10,0	144	88,5	94,2	97,2	98,5	98,7
15,0	216	88,4	94,2	97,1	98,4	98,7
20,0	288	87,9	93,8	96,8	98,4	98,5
25,2	363	86,1	92,6	96,3	98,3	97,9

FIGURA 5.6 – Valores absolutos de pH de coagulação (A), fósforo total (B), cor aparente (C) e DQO da amostra não filtrada (D) do efluente do flotatete em função das dosagens de cloreto férrico e de cal hidratada.

Ensaio (Item 4.5.1) realizados com o equipamento de flotatete e efluente do UASB. Gmr: 1100 s⁻¹; Tmr: 30s; Gf: 60 s⁻¹; Tf: 20 min; R: 20% (em volume); S*: 19,0 g/m³; Psat: 450 kPa; Vflot: 10 cm/min. Características do efluente do UASB: fósforo total: 14,05 mg/L; cor aparente: 387 uC; DQO da amostra não filtrada: 186 mg/L; temperatura: 24,0 ± 1,0 °C. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 2).

TABELA 5.2 – Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.5.1.

Ensaios realizados com o equipamento de flotatestes e efluente do UASB. Gmr: 1100 s⁻¹, Tmr: 30s; Gf: 60 s⁻¹; Tf: 20 min; R: 20% (em volume); S*: 19,0 g/m³; Psat: 450 kPa; Vflot: 10 cm/min. Características do efluente do UASB: DQO da amostra não filtrada: 186 mg/L; fosfato total: 14,05 mg/L; cor aparente: 387 uC; NTK: 34,0 mg/L; sulfetos: 1,3 mg/L; ST: 288 mg/L; SF: 150 mg/L; SST: 72 mg/L; SSF: 20 mg/L. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 2).

DCF (mg/L)	DCH (mg/L)	pH coag.	DQO	Fosfato total	Cor aparente	NTK	Sulfeto	ST	SF	SV	SST	SSF	SSV
30	0	6,70	84,9	72,2	81,7	-	-	-	-	-	-	-	-
30	20	6,98	71,0	73,7	84,0	-	-	-	-	-	-	-	-
30	35	7,30	84,9	77,9	86,0	-	-	-	-	-	-	-	-
30	50	7,56	83,9	77,2	84,2	-	-	25,7	9,3	43,5	88,9	90,0	88,5
45	0	5,54	84,9	86,5	84,0	-	-	-	-	-	-	-	-
45	30	5,82	88,2	90,0	88,6	-	-	-	-	-	-	-	-
45	45	6,13	86,6	89,3	87,6	47,1	> 96 *	22,6	27,3	17,4	91,7	95,0	90,4
45	60	6,41	84,9	89,3	86,8	-	-	-	-	-	-	-	-
65	0	5,35	88,2	96,0	91,7	-	-	37,5	26,7	49,3	94,4	95,0	94,2
65	30	5,70	86,6	96,1	90,4	-	-	-	-	-	-	-	-
65	50	5,86	90,9	95,6	90,7	-	-	-	-	-	-	-	-
65	70	6,13	90,9	96,3	92,8	-	-	-	-	-	-	-	-
90	0	5,21	89,2	94,7	95,6	-	-	40,3	38,7	42,0	95,8	95,8	96,2
90	30	5,44	86,6	98,2	94,3	-	-	-	-	-	-	-	-
90	50	5,85	72,6	97,9	95,9	-	-	-	-	-	-	-	-
90	80	6,10	76,9	97,2	94,1	-	-	-	-	-	-	-	-
110	0	5,13	78,0	98,9	96,6	-	-	35,1	43,3	26,1	98,6	100	98,1
110	50	5,48	72,6	98,4	94,8	-	-	-	-	-	-	-	-
110	70	5,72	73,7	97,7	93,3	-	-	-	-	-	-	-	-
110	90	6,09	82,3	98,2	92,0	-	-	-	-	-	-	-	-

(-) Caracterização não realizada

(*) Sensibilidade máxima do método igual a 0,03 mg/L (neste caso correspondente a 4%).

FIGURA 5.7 – Fosfato total remanescente (%) em função de diferentes valores de pH de coagulação, para dosagens de FeCl₃ entre 30 e 110 mg/L.

Ensaios (Item 4.5.1) realizados com o equipamento de flotatestes e efluente do UASB. Gmr: 1100 s⁻¹, Tmr: 30s; Gf: 60 s⁻¹; Tf: 20 min; R: 20% (em volume); S*: 19,0 g/m³; Psat: 450 kPa; Vflot: 10 cm/min. Características do efluente do UASB: fosfato total: 14,05 mg/L; temperatura: 24,0 ± 1,0 °C. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 2).

5.1.2 Variação do tempo de floculação e do gradiente médio de velocidade de floculação, utilizando flotatestes e com aplicação de cloreto férrico

Na FIGURA 5.8 são apresentados os valores de fração de turbidez com velocidade menor que a estabelecida, ou seja, a razão entre a turbidez da amostra tratada e a turbidez do efluente do reator UASB, em função da velocidade de flotação, obtidos nos ensaios realizados com tempo de floculação (T_f) de 15 min e gradientes médios de velocidade de floculação (G_f) de 30, 50, 60, 80 e 100 s^{-1} . Os demais parâmetros operacionais foram mantidos fixos: dosagem de cloreto férrico (DCF) = 65 mg/L e dosagem de cal hidratada (DCH) = 0 mg/L, ambas obtidas e julgadas mais adequadas na fase anterior de estudos (item 5.1.1), T_{mr} = 30 s, G_{mr} = 1100 s^{-1} ; R = 20% (em volume) e a P_{sat} foi fixada em 450 kPa. Na TABELA 5.3, também referentes aos mesmos ensaios e aos ensaios com T_f de 25 min, são apresentados os valores de eficiência de remoção de turbidez para cada situação investigada, calculados com base nas curvas de flotação apresentadas na FIGURA 5.8 e na FIGURA 5.9.

Analizando as curvas da FIGURA 5.8 e os dados da TABELA 5.3, referentes aos ensaios com T_f de 15 min, observa-se que os valores de G_f compreendidos entre 50 e 80 s^{-1} forneceram os melhores resultados de remoção de turbidez por flotação em todas as velocidades de flotação estudadas (5 a 25 cm/min), com eficiências bastante próximas entre si (entre 97,3% e 98,0% para V_{flot} de 5,0 e 10,0 cm/min, entre 97,1% e 97,9% para V_{flot} de 15,0 cm/min, entre 94,5% e 95,4% para V_{flot} de 20,0 cm/min e entre 82,4% e 84,8% para V_{flot} de 25,2 cm/min). Dentre esses valores de G_f , o de 80 s^{-1} forneceu resultados ligeiramente melhores que os demais, embora extremamente próximos. Os valores extremos de G_f investigados (30 s^{-1} e 100 s^{-1}), para velocidades de flotação acima de 15 cm/min, forneceram resultados inferiores aos anteriormente comentados, sendo que o valor de G_f de 100 s^{-1} apresentou resultados sensivelmente piores do que aqueles observados para o valor de G_f igual a 30 s^{-1} .

Na TABELA 5.4 e na FIGURA 5.10, apresentam-se os resultados de remoção de DQO da amostra não filtrada, de fósforo total, de cor aparente, de NTK, de sulfetos, de sólidos totais e suspensos. No que se refere à remoção de DQO, de fósforo total e de cor aparente, nos ensaios com T_f de 15 min confirma-se que o valor de G_f de 80 s^{-1} proporcionou os melhores resultados (89,1% de remoção de DQO, com residual de 28 mg/L, 95,8% de fósforo total, com residual de 0,61 mg/L e 91,7% de cor aparente, com residual de 41 uC). Os outros valores de G_f investigados para T_f de 15 min também apresentaram bons resultados de

remoção desses parâmetros, resultados esses apenas ligeiramente inferiores aos dos ensaios com G_f de 80 s^{-1} .

Os demais parâmetros (NTK, sulfetos, sólidos totais e suspensos) foram determinados apenas para a amostra obtida no ensaio que forneceu os melhores resultados (G_f de 80 s^{-1} para T_f de 15 min), sendo observadas as seguintes eficiências: 30,9% de remoção de NTK (residual de 24,9 mg/L), mais de 96% de remoção de sulfetos (não detectado), 49,3% de remoção de sólidos totais (residual de 184 mg/L) e 96,1% de remoção de sólidos suspensos totais (residual de 4 mg/L).

Na FIGURA 5.9 são apresentados os valores de fração de turbidez com velocidade menor que a estabelecida, ou seja, a razão entre a turbidez da amostra tratada e a turbidez do efluente do reator UASB, em função da velocidade de flotação, obtidos nos ensaios realizados com tempo de floculação (T_f) de 25 min e gradientes médios de velocidade de floculação (G_f) de 30, 50, 60, 80 e 100 s^{-1} . Os demais parâmetros operacionais foram mantidos fixos: dosagem de cloreto férrico (DCF) = 65 mg/L e dosagem de cal hidratada (DCH) = 0 mg/L, ambas obtidas e julgadas mais adequadas na fase anterior de estudos (item 5.1.1), T_{mr} = 30 s, G_{mr} = 1100 s^{-1} ; R = 20% (em volume) e a P_{sat} foi fixada em 450 kPa. Na TABELA 5.3, também referentes aos mesmos ensaios e aos ensaios com T_f de 15 min, são apresentados os valores de eficiência de remoção de turbidez para cada situação investigada, calculados com base nas curvas de flotação apresentadas na FIGURA 5.8 e na FIGURA 5.9.

Analizando as curvas da FIGURA 5.9 e os dados da TABELA 5.3, referentes aos ensaios com T_f de 25 min, observa-se que os valores de G_f compreendidos entre 30 e 60 s^{-1} forneceram os melhores resultados de remoção de turbidez por flotação nas velocidades de flotação até 15 cm/min, com eficiências bastante próximas entre si (entre 96,6% e 98,0% para V_{flot} de 5,0 cm/min, entre 96,9% e 98,0% para V_{flot} de 10,0 cm/min e entre 96,8% e 97,9% para V_{flot} de 15,0 cm/min). Para V_{flot} acima de 15 cm/min, houve uma maior diferença entre as eficiências de remoção de turbidez, destacando-se a curva referente a G_f de 50 s^{-1} , apresentando os melhores resultados (97,1% para V_{flot} de 20 cm/min e 91,6% para V_{flot} de 25,2 cm/min).

Os valores mais elevados de G_f investigados (80 s^{-1} e 100 s^{-1}), para velocidades de flotação acima de 15 cm/min, forneceram resultados sensivelmente inferiores aos anteriormente comentados (entre 95,8% e 91,3% para V_{flot} de 15 cm/min, entre 80,1% e 67,7% para V_{flot} de 20 cm/min e entre 60,8% e 44,0% para V_{flot} de 25,2 cm/min).

Na TABELA 5.4 e na FIGURA 5.10, apresentam-se os resultados de remoção de DQO da amostra não filtrada, de fosfato total, de cor aparente, de NTK, de sulfetos, de

sólidos totais e suspensos. No que se refere à remoção de DQO e de cor aparente, nos ensaios com Tf de 25 min, o emprego dos diferentes valores de Gf (30, 50, 60, 80 e 100 s⁻¹) resultaram em eficiências bastante próximas entre si (entre 89,1% e 91,5% de remoção de DQO, com residuais entre 28 e 22 mg/L, e entre 89,4% e 90,9% de remoção de cor aparente, com residuais entre 52 e 40 uC). Entretanto, a remoção de fosfato total apresentou-se maior para valores de Gf de 80 e de 100 s⁻¹ (remoções de 96,1% e 96,2% e residuais de 0,56 e 0,55 mg/L, respectivamente) comparativamente aos valores observados para Gf de 30, 50 e 60 s⁻¹ (remoções entre 90,3% e 89,6% e residuais entre 1,40 e 1,50 mg/L).

Os demais parâmetros (NTK, sulfetos, sólidos totais e suspensos) foram determinados apenas para a amostra obtida no ensaio que empregou Gf de 50 s⁻¹ e Tf de 25 min, sendo observadas as seguintes eficiências: 32,6% de remoção de NTK, com residual de 24,3 mg/L, mais de 96% de remoção de sulfetos (não detectado), 49,6% de remoção de sólidos totais, com residual de 183 mg/L, e 98,0% de remoção de sólidos suspensos totais, com residual de 2 mg/L.

De acordo com a TABELA 5.3, a comparação entre os melhores resultados de remoção de turbidez observados nos ensaios com Tf de 15 min (Gf de 80 s⁻¹) e de 25 min (Gf de 50 s⁻¹) indica que, para velocidades de flotação menores ou iguais a 15 cm/min, as duas situações são igualmente eficientes (98,0% para V_{flot} de 5 e de 10 cm/min e 97,9% para V_{flot} de 15 cm/min). Para velocidade de flotação de 20 cm/min, o emprego de Tf de 25 min e Gf de 50 s⁻¹ (97,1% de remoção de turbidez) foi mais eficiente do que o uso de Tf de 15 min e Gf de 80 s⁻¹ (95,4% de remoção de turbidez). Da mesma forma, para velocidade de flotação de 25,2 cm/min, o emprego de Tf de 25 min e Gf de 50 s⁻¹ (91,6% de remoção de turbidez) foi mais eficiente do que o uso de Tf de 15 min e Gf de 80 s⁻¹ (84,8% de remoção de turbidez).

DOMBROSKI (1996), estudando a floculação e a flotação de águas para abastecimento com cor elevada, alcançou resultados semelhantes aos obtidos nesse presente estudo, com relação à remoção de turbidez e de cor aparente. De acordo com a referida autora, para Tf de 16 min, o emprego de Gf igual a 80 s⁻¹ resultou nas melhores eficiências de remoção de turbidez (95% para V_{flot} de 10,4 cm/min) e de cor aparente (94% para V_{flot} de 10,4 cm/min). Ainda, a mesma autora, para Tf de 24 min, o emprego de Gf igual a 60 s⁻¹ resultou nas melhores eficiências de remoção de turbidez (93,9% para V_{flot} de 10,4 cm/min) e de cor aparente (94,8% para V_{flot} de 10,4 cm/min) por flotação.

Ainda comparando os melhores resultados obtidos nos ensaios com Tf de 15 e de 25 min, para velocidades de flotação de 10,0 cm/min, as remoções de DQO e de cor aparente foram bastante próximas entre si. Com relação a DQO, a eficiência observada para Tf de 15

min e Gf de 80 s^{-1} foi de 89,1% enquanto aquela observada para Tf de 25 min e Gf de 50 s^{-1} foi de 90,3%. Com relação à cor aparente, a eficiência observada para Tf de 15 min e Gf de 80 s^{-1} foi de 91,7% enquanto aquela observada para Tf de 25 min e Gf de 50 s^{-1} foi de 91,9%. Entretanto, quando a remoção de fosfato é considerada, observa-se que o emprego de Tf de 15 min e Gf de 80 s^{-1} (95,8% de remoção de fosfato) apresentou melhores resultados do que aqueles observados para Tf de 25 min e Gf de 50 s^{-1} (89,6% de remoção de fosfato). No entanto, o emprego de Gf de 80 e de 100 s^{-1} , para Tf de 25 min, resultou em remoções de fosfato de 96,1% e 96,2%, respectivamente, ligeiramente superiores às aquelas observadas para Tf de 15 min. Aparentemente, para Tf de 15 e de 25 min e para V_{flot} de 10 cm/min, o emprego de valores mais elevados de Gf (entre 80 e 100 s^{-1}) influencia positivamente a cinética da remoção do fosfato.

Dessa forma, visando máxima remoção de fosfato, unidades de floculação mais compactas e menor potência instalada para os floculadores, o emprego de Tf de 15 min e de Gf de 80 s^{-1} foi julgado o mais apropriado para as fases subseqüentes do presente estudo.

FIGURA 5.8 - Fração remanescente de turbidez (T/T0) em função da velocidade de flotação para tempo de floculação = 15 min e diferentes valores de gradiente médio de velocidade de floculação, com aplicação de cloreto férrico.

Ensaios (Item 4.5.2) realizados com o equipamento de flotatestes e efluente do UASB. DCF: 65 mg/L; DCH: 0 mg/L; Gmr: 1100 s^{-1} ; Tmr: 30 s; R: 20% (em volume); S^* : $19,0 \text{ g/m}^3$; Psat: 450 kPa. Características do efluente do UASB: turbidez: 105 uT; DQO: 258 mg/L; fósforo total: 14,45 mg/L; temperatura: $23,2 \pm 0,2 \text{ }^\circ\text{C}$. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 3).

FIGURA 5.9 - Fração remanescente de turbidez (T/T0) em função da velocidade de flotação para tempo de floculação = 25 min e diferentes valores de gradiente médio de velocidade de floculação, com aplicação de cloreto férrico.

Ensaios (Item 4.5.2) realizados com o equipamento de flotatestes e efluente do UASB. DCF: 65 mg/L; DCH: 0 mg/L; Gmr: 1100 s^{-1} ; Tmr: 30 s; R: 20% (em volume); S^* : $19,0 \text{ g/m}^3$; Psat: 450 kPa. Características do efluente do UASB: turbidez: 105 uT; DQO: 258 mg/L; fósforo total: 14,45 mg/L; temperatura: $23,2 \pm 0,2 \text{ }^\circ\text{C}$. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 3).

TABELA 5.3 - Eficiência (%) teórica de remoção de turbidez referente aos valores de tempo de floculação e de gradiente médio de velocidade de floculação investigados em diferentes velocidades de flotação, com aplicação de cloreto férrico.

Ensaio (Item 4.5.2) realizados com o equipamento de flotatestes e efluente do UASB. DCF: 65 mg/L; DCH: 0 mg/L; Gmr: 1100 s⁻¹; Tmr: 30 s; R: 20% (em volume); S*: 19,0 g/m³; Psat: 450 kPa. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 3).

Tf (min)	Gf (s ⁻¹)	Eficiência (%) teórica de remoção de turbidez				
		Velocidade de flotação (cm/min)				
		5,0	10,0	15,0	20,0	25,2
15	30	97,1	97,0	96,7	93,0	82,2
	50	97,3	97,3	97,1	94,5	82,4
	60	97,6	97,5	97,0	94,1	83,8
	80	98,0	98,0	97,9	95,4	84,8
	100	97,6	97,5	96,8	84,6	66,9
25	30	96,6	96,9	96,8	93,6	82,8
	50	98,0	98,0	97,9	97,1	91,6
	60	97,8	97,8	97,4	91,2	77,7
	80	97,7	97,5	95,8	80,1	60,8
	100	97,7	97,4	91,3	67,7	44,0

TABELA 5.4 - Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.5.2.

Ensaio (Item 4.5.2) realizados com o equipamento de flotatestes e efluente do UASB. DCF: 65 mg/L; DCH: 0 mg/L; Gmr: 1100 s⁻¹; Tmr: 30 s; R: 20% (em volume); S*: 19,0 g/m³; Psat: 450 kPa; Vflot: 10 cm/min. Características do efluente do UASB: DQO: 258 mg/L; fosfato total: 14,45 mg/L; cor aparente: 492 uC; NTK: 36,5 mg/L; sulfetos: 0,9 mg/L; ST: 363 mg/L; SF: 146 mg/L; SST: 102 mg/L; SSF: 31 mg/L. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 4).

Tf (min)	Gf (s ⁻¹)	pH coag.	DQO	Fosfato total	Cor aparente	NTK	Sulfeto	ST	SF	SV	SST	SSF	SSV
15	30	6,53	88,4	92,4	90,4	-	-	-	-	-	-	-	-
	50	6,41	87,2	92,3	89,0	-	-	-	-	-	-	-	-
	60	6,46	82,2	93,8	89,8	-	-	-	-	-	-	-	-
	80	6,38	89,1	95,8	91,7	30,9	> 96	49,3	19,2	69,6	96,1	96,8	95,8
	100	6,49	83,3	95,2	90,4	-	-	-	-	-	-	-	-
25	30	6,45	91,5	90,3	90,9	-	-	-	-	-	-	-	-
	50	6,51	90,3	89,6	91,9	32,6	> 96	49,6	36,3	58,5	98,0	96,8	98,6
	60	6,42	89,1	89,6	90,9	-	-	-	-	-	-	-	-
	80	6,43	91,5	96,1	89,4	-	-	-	-	-	-	-	-
	100	6,47	90,3	96,2	90,0	-	-	-	-	-	-	-	-

(-) Caracterização não realizada

FIGURA 5.10 - Valores absolutos de fosfato total (A), DQO (B) e cor aparente (C) do efluente do flotatete em função do gradiente médio de velocidade de floculação (s^{-1}) e tempo de floculação = 15 min, com aplicação de cloreto férrico.

Ensaio (Item 4.5.2) realizados com o equipamento de flotatete e efluente do UASB. DCF: 65 mg/L; DCH: 0 mg/L; Gmr: 1100 s^{-1} ; Tmr: 30 s; R: 20% (em volume); S*: 19,0 g/m³; Psat: 450 kPa; Vflot: 10 cm/min. Características do efluente do UASB: fosfato total: 14,45 mg/L; DQO: 258 mg/L; cor aparente: 492 uC; temperatura: 23,2 ± 0,2 °C. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 4).

FIGURA 5.11 - Valores absolutos de fosfato total (D), DQO (E) e cor aparente (F) do efluente do flotatete em função do gradiente médio de velocidade de floculação (s^{-1}) e tempo de floculação = 25 min, com aplicação de cloreto férrico.

Ensaio (Item 4.5.2) realizados com o equipamento de flotatete e efluente do UASB. DCF: 65 mg/L; DCH: 0 mg/L; Gmr: 1100 s^{-1} ; Tmr: 30 s; R: 20% (em volume); S*: 19,0 g/m³; Psat: 450 kPa; Vflot: 10 cm/min. Características do efluente do UASB: fosfato total: 14,45 mg/L; DQO: 258 mg/L; cor aparente: 492 uC; temperatura: 23,2 ± 0,2 °C. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 4).

5.1.3 Variação da quantidade de ar fornecida ao processo, utilizando flotatestes e com aplicação de cloreto férrico

Na FIGURA 5.12 são apresentados os valores de fração de turbidez com velocidade menor que a estabelecida, ou seja, a razão entre a turbidez da amostra tratada e a turbidez do efluente do reator UASB, em função da velocidade de flotação para pressão de saturação (P_{sat}) de 450 kPa e frações de recirculação (R) de 5%, 7,5%, 10%, 12,5%, 15%, 17,5%, 20%, 22,5%, 25%, 27,5% e 30% (em volume). Os demais parâmetros operacionais foram mantidos fixos: $DCF = 65 \text{ mg/L}$ e $DCH = 0 \text{ mg/L}$, ambas obtidas e julgadas mais adequadas na primeira fase de estudos (item 5.1.1), $T_{mr} = 30 \text{ s}$, $G_{mr} = 1100 \text{ s}^{-1}$, $T_f = 15 \text{ min}$ e $G_f = 80 \text{ s}^{-1}$, ambos obtidos e julgados mais adequados na fase anterior de estudos (item 5.1.2). Na TABELA 5.5, também referentes aos mesmos ensaios, são apresentados os valores de eficiência de remoção de turbidez para cada situação investigada, calculados com base nas curvas de flotação apresentadas na FIGURA 5.12.

Analisando as curvas da FIGURA 5.12 e os dados da TABELA 5.5, observa-se que os valores de R compreendidos entre 17,5% e 22,5% forneceram os melhores resultados de remoção de turbidez por flotação em todas as velocidades de flotação estudadas (5 a 25 cm/min), com eficiências bastante próximas entre si (entre 97,5% e 97,9% para V_{flot} de 5,0 cm/min, entre 97,6% e 97,9% para V_{flot} de 10,0 cm/min, entre 97,7% e 97,8% para V_{flot} de 15,0 cm/min, 97,6% para V_{flot} de 20,0 cm/min e entre 96,7% e 97,3% para V_{flot} de 25,2 cm/min). Dentre esses valores de R , o de 20% forneceu resultados ligeiramente melhores que os demais, embora extremamente próximos. Os valores de R iguais a 5%, 10%, 12,5%, 25%, 27,5% e 30%, para velocidades de flotação menores ou iguais a 15,0 cm/min, forneceram resultados bastante próximos aos anteriormente comentados (entre 96,7% e 97,9% para V_{flot} de 5,0 cm/min, entre 96,1% e 97,7% para V_{flot} de 10,0 cm/min e entre 95,1% e 97,5% para V_{flot} de 15,0 cm/min). Entretanto, esses mesmos valores de R , para velocidades de flotação acima de 15,0 cm/min, forneceram resultados inferiores aos anteriormente comentados (entre 94,0% e 97,1% para V_{flot} de 20,0 cm/min e entre 89,8% e 95,2% para V_{flot} de 25,2 cm/min).

O valor de R de 15% apresentou os piores resultados (93,8% para V_{flot} de 5,0 cm/min, 92,8% para V_{flot} de 10,0 cm/min, 89,9% para V_{flot} de 15,0 cm/min, 85,6% para V_{flot} de 20,0 cm/min e 78,8% para V_{flot} de 25,2 cm/min). Para R de 7,5%, os resultados foram bastante próximos aos melhores (97,5% para V_{flot} de 5,0 cm/min, 97,6% para V_{flot} de 10,0 cm/min, 97,5% para V_{flot} de 15,0 cm/min, 97,2% para V_{flot} de 20,0 cm/min e 96,5% para V_{flot} de 25,2 cm/min). Aparentemente, os resultados observados nesses últimos ensaios (R de 7,5% e de

15%) não correspondem ao comportamento esperado, tomando-se por base os demais resultados, ou seja, tais resultados foram considerados estranhos. Talvez possa haver ocorrido algum tipo de problema durante os procedimentos de ensaio, embora o autor tenha sido sempre extremamente cauteloso durante os ensaios com o flotatesto.

Na TABELA 5.6 e na FIGURA 5.13, apresentam-se os resultados de remoção de DQO não filtrada, de fosfato total, de cor aparente, de NTK, de sulfetos, de sólidos totais e suspensos. No que se refere à remoção de DQO, valores de R entre 17,5% e 25% proporcionaram residuais entre 20 e 29 mg/L de DQO, com respectivas remoções entre 85,0% e 78,2%, sendo que o melhor resultado foi obtido com R de 20%. Em relação ao fosfato total, valores de R maiores ou iguais a 12,5% (com exceção de R de 15%) forneceram remoções entre 95,3% e 95,9%, com residuais entre 0,63 e 0,54 mg/L de fosfato total. Para valores de R inferiores a 12,5% (exceto para R de 7,5%), os residuais de fosfato observados situaram-se entre 0,93 e 0,98 mg/L, com remoções de 93,0% e 92,6%, respectivamente. O comportamento dos resultados de cor aparente foram bastante similares àqueles observados para fosfato total para os diferentes valores de R. Valores de R maiores ou iguais a 12,5% (com exceção de R de 15%) forneceram remoções entre 89,3% e 91,3%, com residuais entre 42 e 35 uC de cor aparente. Para valores de R inferiores a 12,5% (exceto para R de 7,5%), os residuais de cor aparente observados situaram-se entre 53 e 54 uC, com remoções de 86,5% e 86,3%, respectivamente.

Os demais parâmetros (NTK, sulfetos, sólidos totais e suspensos) foram determinados apenas para a amostra obtida no ensaio que forneceu a maior remoção de DQO (R de 20%), sendo observadas as seguintes eficiências: 24,3% de remoção de NTK (residual de 25,8 mg/L), mais de 51,9% de remoção de sulfetos (residual de 0,52 mg/L), 16,4% de remoção de sólidos totais (residual de 117 mg/L) e 95,1% de remoção de sólidos suspensos totais (residual de 2 mg/L).

Segundo a TABELA 5.6, o emprego de R de 20% resultou na maior remoção de DQO (85,0%), enquanto a melhor remoção de fosfato total (95,9%) foi obtida com R de 17,5%. Para cor aparente, a maior remoção (91,3%) foi observada para R de 22,5%. Ainda assim, as remoções alcançadas com o emprego de valores de R entre 17,5% e 30% foram bastante similares entre si (entre 95,3% e 95,9% de fosfato e entre 89,3% e 91,3% de cor aparente). O mesmo comportamento não foi observado quanto à remoção de DQO: os resultados obtidos com valores de R entre 17,5% e 30% foram piores do que aqueles obtidos com R igual a 20%. Diante dos resultados obtidos, o emprego de 20% de fração de recirculação saturada à pressão de 450 kPa, fornecendo 19 g de ar/m³ de esgoto, foi julgado o

mais apropriado para as fases subsequentes do presente estudo. Ainda assim, todos os demais valores testados de quantidade de ar fornecida apresentaram bons resultados, indicando que, ainda que haja falhas na operação deste parâmetro, o processo tende a manter seu bom desempenho.

FIGURA 5.12 – Fração remanescente de turbidez (T/T0) em função da velocidade de flotação para diferentes valores de quantidade de ar fornecida, com aplicação de cloreto férrico.

Ensaios (Item 4.5.3) realizados com o equipamento de flotatest e efluente do UASB. DCF: 65 mg/L; DCH: 0 mg/L; Gmr: 1100 s⁻¹; Tmr: 30 s; Gf: 80 s⁻¹; Tf: 15 min; Psat: 450 kPa. Características do efluente do UASB: turbidez: 66,3 uT; DQO: 133 mg/L; fosfato total: 13,3 mg/L; temperatura: 20,5 ± 0,3 °C. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 5).

TABELA 5.5 - Eficiência (%) teórica de remoção de turbidez referente aos valores de fração de recirculação investigados em diferentes velocidades de flotação, com aplicação de cloreto férrico.

Ensaio (Item 4.5.3) realizados com o equipamento de flotatestes e efluente do UASB. DCF: 65 mg/L; DCH: 0 mg/L; Gmr: 1100 s⁻¹; Tmr: 30 s; Gf: 80 s⁻¹; Tf: 15 min; Psat: 450 kPa.. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 5).

Fração de recirculação (% em volume)	Quantidade de ar fornecida (g/m ³)	Eficiência (%) teórica de remoção de turbidez				
		Velocidade de Flotação (cm/min)				
		5,0	10,0	15,0	20,0	25,2
5,0	4,7	96,7	96,1	95,1	94,0	91,7
7,5	7,1	97,5	97,6	97,5	97,2	96,5
10,0	9,5	97,8	97,3	96,5	95,0	89,8
12,5	11,9	97,8	97,7	97,5	97,1	94,7
15,0	14,2	93,8	92,8	89,9	85,6	78,8
17,5	16,6	97,5	97,6	97,7	97,6	96,7
20,0	19,0	97,9	97,9	97,8	97,6	97,3
22,5	21,4	97,9	97,8	97,7	97,6	96,9
25,0	23,7	97,2	97,3	97,3	96,6	93,6
27,5	26,1	97,7	97,6	97,5	96,4	90,0
30,0	28,5	97,9	97,6	97,4	97,1	95,2

TABELA 5.6 –Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.5.3.

Ensaio (Item 4.5.3) realizados com o equipamento de flotatestes e efluente do UASB. DCF: 65 mg/L; DCH: 0 mg/L; Gmr: 1100 s⁻¹; Tmr: 30 s; Gf: 80 s⁻¹; Tf: 15 min; Psat: 450 kPa. Características do efluente do UASB: DQO: 133 mg/L; fósforo total: 13,3 mg/L; cor aparente: 393 uC; NTK: 34,1 mg/L; sulfetos: 1,08 mg/L; ST: 140 mg/L; SF: 43 mg/L; SST: 41 mg/L; SSF: 9 mg/L. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 6).

R (%)	Sp*p (g/m ³)	pH coag.	DQO	Fósforo total	Cor aparente	NTK	Sulfeto	ST	SF	SV	SST	SSF	SSV
5,0	4,7	6,37	75,9	92,6	86,5	-	-	-	-	-	-	-	-
7,5	7,1	6,39	82,0	95,8	90,3	-	-	-	-	-	-	-	-
10,0	9,5	6,36	75,2	93,0	86,3	-	-	-	-	-	-	-	-
12,5	11,9	6,40	75,9	95,7	90,3	-	-	-	-	-	-	-	-
15,0	14,2	6,37	66,9	85,6	78,4	-	-	-	-	-	-	-	-
17,5	16,6	6,37	78,2	95,9	89,6	-	-	-	-	-	-	-	-
20,0	19,0	6,36	85,0	95,4	91,1	24,3	51,9	16,4	23,3	13,4	95,1	95,1	88,9
22,5	21,4	6,39	79,9	95,8	91,3	-	-	-	-	-	-	-	-
25,0	23,7	6,40	78,9	95,4	89,6	-	-	-	-	-	-	-	-
27,5	26,1	6,44	71,4	95,3	89,3	-	-	-	-	-	-	-	-
30,0	28,5	6,41	75,2	95,6	89,8	-	-	-	-	-	-	-	-

(-) Caracterização não realizada

FIGURA 5.13 - Valores absolutos de fósforo total (A), DQO (B) e cor aparente (C) do efluente do flotatete em função da quantidade de ar fornecida, com aplicação de cloreto férrico.

Ensaio (Item 4.5.3) realizado com o equipamento de flotatete e efluente do UASB. DCF: 65 mg/L; DCH: 0 mg/L; Gmr: 1100 s⁻¹; Tmr: 30 s; Gf: 80 s⁻¹; Tf: 15 min; Psat: 450 kPa. Características do efluente do UASB: fósforo total: 13,3 mg/L; DQO: 133 mg/L; cor aparente: 393 uC; temperatura: 20,5 ± 0,3 °C. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 6).

5.2 RESULTADOS DOS ENSAIOS EM ESCALA DE LABORATÓRIO, UTILIZANDO O FLOTATESTES E COM APLICAÇÃO DE POLÍMERO CATIÔNICO

A seguir são apresentados e discutidos os resultados dos ensaios com o flotatestes nos quais foi utilizado polímero catiônico como coagulante primário.

As curvas de flotação apresentadas neste item (FIGURA 5.14, FIGURA 5.16, FIGURA 5.17 e FIGURA 5.20) estão individualmente identificadas por legendas, especificando o parâmetro variado, o valor do pH de coagulação, a velocidade de flotação (V_{f2}) relativa à amostra coletada para caracterização simplificada, o valor da concentração de DQO e de fosfato total da amostra coletada. De acordo com REALI (1991), as curvas de flotação permitem avaliar a velocidade ascensional dos flocos formados em diferentes condições de coagulação e floculação. Quanto maior a velocidade de flotação, maior poderá ser a taxa de aplicação superficial em uma unidade de flotação em escala real, para manutenção de determinada eficiência de remoção. Dessa forma, em sua análise, são consideradas melhores as curvas de flotação que resultaram em curvas com os menores valores de “fração de turbidez com velocidade menor que a estabelecida” (eixo das ordenadas). A coleta das amostras em cinco diferentes velocidades de flotação permite a construção das curvas de flotação e uma análise preliminar do comportamento do tratamento em diferentes taxas de aplicação superficial. As amostras foram coletadas em cinco valores de velocidade de flotação: $V_{f1} = 5$ cm/min (72 m/d), $V_{f2} = 10$ cm/min (144 m/d), $V_{f3} = 15$ cm/min (216 m/d), $V_{f4} = 20$ cm/min (288 m/d) e $V_{f5} = 25,2$ cm/min (363 m/d).

5.2.1 Variação da dosagem de polímero catiônico, utilizando o flotatestes

A FIGURA 5.14 apresenta os valores de fração de turbidez com velocidade menor que a estabelecida, ou seja, a razão entre a turbidez da amostra tratada e a turbidez do efluente do reator UASB, em função da velocidade de flotação para dosagens de polímero catiônico (DPC) entre 1,0 a 16,0 mg/L.

Os demais parâmetros operacionais foram mantidos fixos: tempo de mistura rápida (T_{mr}) = 60 s; gradiente médio de velocidade de mistura rápida (G_{mr}) = 1100 s^{-1} ; tempo de floculação (T_f) = 20 min; gradiente médio de velocidade de floculação (G_f) = 60 s^{-1} ; fração de recirculação (R) = 20% (em volume) e a pressão de saturação (P_{sat}) foi fixada em 450 kPa.

Conforme observado na FIGURA 5.14, o aumento de DPC resultou em valores de turbidez remanescente (T/T_0) gradativamente menores. Além disso, com o aumento de DPC, a diferença entre os valores de T/T_0 para V_{flot} de 5 cm/min e para V_{flot} de 25,2 cm/min foram gradativamente reduzidos: para DPC de 1,0 mg/L, a eficiência de remoção de turbidez foi de

57,1% para V_{flot} de 5 cm/min e de 47,1% para V_{flot} de 25,2 cm/min, enquanto para DPC de 7,0 mg/L, as remoções de turbidez foram de 81,8% e 80,4% para V_{flot} de 5 cm/min e 25,2 cm/min, respectivamente (TABELA 5.7). Portanto, o aumento de DPC acarretou o “achatamento” das curvas de flotação. Para DPC de 16,0 mg/L e V_{flot} de 10 cm/min, a eficiência de remoção de turbidez atingiu 88,1%, podendo ser considerada a mais eficiente dentre as dosagens estudadas. No entanto, conforme pode ser observado na FIGURA 5.14 e na TABELA 5.7, a dosagem de 7,0 mg/L de polímero forneceu resultados bastante próximos aos obtidos com 16,0 mg/L (88,7% para V_{flot} de 5 cm/min e de 87,4% para V_{flot} de 25,2 cm/min). Ressalta-se que, em relação à remoção de fosfato e de DQO, os resultados obtidos com as duas dosagens (7,0 e 16,0 mg/L) apresentaram-se praticamente iguais (58,8% e 63,2%, respectivamente), como observado na TABELA 5.8. Assim, considerando o princípio de minimização de custos e de geração de lodo, considerou-se como adequada ao processo a dosagem de 7,0 mg/L de polímero catiônico.

A remoção de cor aparente também foi influenciada pelo aumento de DPC, conforme observado na FIGURA 5.15 e na TABELA 5.8. A medida que o valor de DPC foi elevado de 1,0 a 7,0 mg/L, houve aumento significativo na remoção de cor aparente (de 52,8% a 72,2%). Em contrapartida, quando os valores de DPC variaram entre 7,0 e 16,0 mg/L, a remoção de cor aparente somente variou entre 72,2% e 78,6%, com valores residuais de 100 e 77 uC, respectivamente.

Com relação a DQO, sua remoção foi fracamente influenciada pelo aumento de DPC. Para 1,0 mg/L de DPC, a remoção foi de 62,5% enquanto para 16,0 mg/L de DPC a remoção atingiu 73,6%. Ainda assim, não foi necessário empregar altos valores de DPC para obtenção de remoção de DQO próxima à máxima. Com 7,0 mg/L, a remoção de DQO observada foi de 71,5%. Os valores residuais de DQO foram de 54, 41 e 38 mg/L para DPC de 1,0, 7,0 e 16,0 mg/L, respectivamente.

A remoção de fosfato total não foi influenciada pelos diferentes valores de DPC. Sua remoção média foi de 61,4% com fosfato total residual de $4,5 \pm 0,3$ mg/L para as dosagens de polímero catiônico estudadas. Aparentemente, a parcela de fosfato removida estava incorporada ao material particulado, suficientemente removido com DPC acima de 1,0 mg/L.

Para DPC de 7,0 mg/L, as eficiências de remoção e as concentrações residuais dos demais parâmetros foram de 32,6% e 20,3 mg/L de NTK, 77,1% e 11 mg/L de SST e não foi detectada a presença de sulfetos.

Tendo em vista as considerações apresentadas, nas etapas posteriores do presente trabalho foi adotada a dosagem de 7,0 mg/L de polímero catiônico.

FIGURA 5.14 - Fração remanescente de turbidez (T/T0) em função da velocidade de flotação para diferentes dosagens de polímero catiônico.

Ensaios (Item 4.6.1) realizados com o equipamento de flotatestes e efluente do UASB. Gmr: 1100 s^{-1} , Tmr: 60s; Gf: 60 s^{-1} ; Tf: 20 min; R: 20% (em volume); S*: $19,0 \text{ g/m}^3$; Psat: 450 kPa. Características do efluente do UASB: turbidez: 64,9 uT; DQO: 144 mg/L; fósforo total: 11,7 mg/L; temperatura: $22,5 \pm 0,2 \text{ }^{\circ}\text{C}$. (Fonte: Apêndice 1; Tabela 7).

FIGURA 5.15 - Valores absolutos de cor aparente (A), DQO (B) e fósforo total (C) do efluente do flotatete em função da dosagem de polímero catiônico.

Ensaios (Item 4.6.1) realizados com o equipamento de flotatete e efluente do UASB. Gmr: 1100 s^{-1} , Tmr: 60 s; Gf: 60 s^{-1} ; Tf: 20 min; R: 20% (em volume); S*: $19,0\text{ g/m}^3$; Psat: 450 kPa; Vflot: 10 cm/min. Características do efluente do UASB: cor aparente: 398 uC; DQO: 144 mg/L; fósforo total: 11,7 mg/L; temperatura: $22,5 \pm 0,2\text{ }^{\circ}\text{C}$. (Fonte: Apêndice 1; Tabela 8).

TABELA 5.7 - Eficiência (%) teórica de remoção de turbidez referente às dosagens de polímero catiônico investigadas, em diferentes velocidades de flotação.

Ensaio (Item 4.6.1) realizados com o equipamento de flotatestes e efluente do UASB. Gmr: 1100 s⁻¹, Tmr: 60 s; Gf: 60 s⁻¹; Tf: 20 min; R: 20% (em volume); S*: 19,0 g/m³; Psat: 450 kPa. (Fonte: Apêndice 1; Tabela 7)

Vel. de flotação (cm/min)	Dosagem de polímero catiônico (mg/L)															
	1,0	2,0	3,0	4,0	5,0	6,0	7,0	8,0	9,0	10,0	11,0	12,0	13,0	14,0	15,0	16,0
5,0	57,1	62,1	67,3	72,0	76,6	76,9	81,8	83,0	82,4	82,0	85,2	85,5	87,8	87,2	87,8	88,7
10,0	55,5	61,8	66,7	71,7	76,0	76,1	81,5	82,4	82,1	82,1	84,9	85,2	87,7	86,9	87,7	88,1
15,0	53,4	60,8	65,6	71,0	75,5	75,6	81,2	81,8	81,7	82,2	84,4	84,5	87,5	86,7	87,4	87,7
20,0	50,7	59,2	64,0	69,9	74,9	75,6	80,8	81,6	81,3	82,0	84,1	84,0	87,2	86,6	87,1	87,6
25,2	47,1	57,6	62,3	69,3	74,1	75,3	80,4	81,3	80,9	81,7	83,7	83,9	87,0	86,4	87,0	87,4

TABELA 5.8 - Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.6.1.

Ensaio (Item 4.6.1) realizados com o equipamento de flotatestes e efluente do UASB. Gmr: 1100 s⁻¹, Tmr: 60 s; Gf: 60 s⁻¹; Tf: 20 min; R: 20% (em volume); S*: 19,0 g/m³; Psat: 450 kPa; Vflot: 10 cm/min. Características do efluente do UASB: DQO: 144 mg/L; fosfato total: 11,7 mg/L; cor aparente: 398 uC; NTK: 30,1 mg/L; sulfetos: 0,8 mg/L; ST: 147 mg/L; SF: 53 mg/L; SST: 48 mg/L; SSF: 11 mg/L. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 8).

DPC (mg/L)	pH coag.	DQO	Fosfato total	Cor aparente	NTK	Sulfeto	ST	SF	SV	SST	SSF	SSV
1,0	6,97	62,5	60,7	52,8	-	-	-	-	-	-	-	-
2,0	6,97	60,4	59,0	56,4	-	-	-	-	-	-	-	-
3,0	6,93	62,5	65,0	56,9	-	-	-	-	-	-	-	-
4,0	6,92	68,1	60,7	67,2	-	-	-	-	-	-	-	-
5,0	6,83	62,5	59,0	64,2	-	-	-	-	-	-	-	-
6,0	6,88	62,5	60,7	59,2	-	-	-	-	-	-	-	-
7,0	6,89	71,5	59,8	72,2	32,6	> 96	20,4	-10,5	42,6	77,1	90,9	73,0
8,0	6,92	68,1	63,2	72,8	-	-	-	-	-	-	-	-
9,0	6,86	62,5	64,1	69,4	-	-	-	-	-	-	-	-
10,0	6,86	68,1	59,8	70,3	-	-	-	-	-	-	-	-
11,0	6,84	75,7	60,7	71,9	-	-	-	-	-	-	-	-
12,0	6,85	71,5	61,5	72,2	-	-	-	-	-	-	-	-
13,0	6,80	71,5	62,4	74,2	-	-	-	-	-	-	-	-
14,0	6,85	68,1	61,5	72,8	-	-	-	-	-	-	-	-
15,0	6,84	71,5	61,5	78,6	-	-	-	-	-	-	-	-
16,0	6,83	73,6	63,2	75,0	-	-	-	-	-	-	-	-

(-) Caracterização não realizada

5.2.2 Variação do tempo de floculação e do gradiente médio de velocidade de floculação, utilizando flotatestes e com aplicação de polímero catiônico

Na FIGURA 5.16 são apresentados os valores de fração de turbidez com velocidade menor que a estabelecida, ou seja, a razão entre a turbidez da amostra tratada e a turbidez do efluente do reator UASB, em função da velocidade de flotação, obtidos nos ensaios realizados com tempo de floculação (T_f) de 15 min e gradientes médios de velocidade de floculação (G_f) de 30, 50, 60, 80 e 100 s^{-1} . Os demais parâmetros operacionais foram mantidos fixos: dosagem de polímero catiônico (DPC) = 7 mg/L, obtida e julgada mais adequada na fase anterior de estudos (item 5.2.1), T_{mr} = 60 s, G_{mr} = 1100 s^{-1} ; R = 20% (em volume) e a P_{sat} foi fixada em 450 kPa. Na TABELA 5.9, também referentes aos mesmos ensaios e aos ensaios com T_f de 25 min, são apresentados os valores de eficiência de remoção de turbidez para cada situação investigada, calculados com base nas curvas de flotação apresentadas na FIGURA 5.16 e na FIGURA 5.17.

Analizando as curvas da FIGURA 5.16 e os dados da TABELA 5.9, referentes aos ensaios com T_f de 15 min, observa-se que os valores de G_f compreendidos entre 60 e 80 s^{-1} forneceram os melhores resultados de remoção de turbidez por flotação em todas as velocidades de flotação estudadas (5 a 25 cm/min), com eficiências bastante próximas entre si (entre 80,0% e 81,9% para V_{flot} de 5,0 cm/min, entre 79,5% e 81,7% para V_{flot} de 10,0 cm/min, entre 79,0% e 81,5% para V_{flot} de 15,0 cm/min, entre 78,7% e 81,2% para V_{flot} de 20,0 cm/min e entre 78,6% e 80,7% para V_{flot} de 25,2 cm/min). Dentre esses dois valores de G_f , o de 80 s^{-1} forneceu resultados ligeiramente melhores que os de 60 s^{-1} , embora extremamente próximos. Os demais valores de G_f investigados (30, 50 e 100 s^{-1}), para todas as velocidades de flotação, forneceram resultados inferiores aos anteriormente comentados, ainda que próximos. De forma geral, o comportamento das curvas de flotação e seus respectivos resultados foram bastante similares entre si (FIGURA 5.16), indicando, aparentemente, que dentro da faixa estudada os diferentes valores de G_f não afetam significativamente a remoção de turbidez, para T_f de 15 min e DPC de 7,0 mg/L.

Na TABELA 5.10 e na FIGURA 5.18, apresentam-se os resultados de remoção de DQO não filtrada, de fosfato total, de cor aparente, de NTK, de sulfetos, de sólidos totais e suspensos. No que se refere à remoção de DQO e de cor aparente, nos ensaios com T_f de 15 min, os resultados observados para os diferentes valores de G_f (30, 50, 60, 80 e 100 s^{-1}) foram bastante próximos entre si (entre 70,9% e 74,9% de remoção de DQO, com residuais entre 52 e 45 mg/L, e entre 68,4% e 72,4% de remoção de cor aparente, com residuais entre 110 e 96 uC). A remoção de fosfato total para T_f de 15 min foi influenciada pela variação de

Gf, conforme observado na FIGURA 5.18. Para Gf de 30 s^{-1} , foi obtida a maior remoção (47,4%), com residual de 2,53 mg/L. O pior resultado foi verificado quando Gf era igual a 100 s^{-1} , com remoção e residual de fósforo total de 38,9% e 2,94 mg/L, respectivamente. Os demais parâmetros (NTK, sulfetos, sólidos totais e suspensos) foram determinados apenas para a amostra obtida no ensaio que forneceu os melhores resultados (Gf de 30 s^{-1} para Tf de 15 min), sendo observadas as seguintes eficiências: 42,1% de remoção de NTK (residual de 19,1 mg/L), mais de 96% de remoção de sulfetos (não detectado), 28,2% de remoção de sólidos totais (residual de 181 mg/L) e 74,1% de remoção de sólidos suspensos totais (residual de 14 mg/L).

Na FIGURA 5.17 são apresentados os valores de fração de turbidez com velocidade menor que a estabelecida, ou seja, a razão entre a turbidez da amostra tratada e a turbidez do efluente do reator UASB, em função da velocidade de flotação, obtidos nos ensaios realizados com tempo de floculação (Tf) de 25 min e gradientes médios de velocidade de floculação (Gf) de 30, 50, 60, 80 e 100 s^{-1} . Os demais parâmetros operacionais foram mantidos fixos: dosagem de polímero catiônico (DPC) = 7 mg/L, obtida e julgada mais adequada na fase anterior de estudos (item 5.2.1), Tmr = 60 s, Gmr = 1100 s^{-1} ; R = 20% (em volume) e a Psat foi fixada em 450 kPa.

Analisando as curvas da FIGURA 5.16 e os dados da TABELA 5.9, referentes aos ensaios com Tf de 25 min, observa-se que os valores de Gf compreendidos entre 30 e 50 s^{-1} forneceram os melhores resultados de remoção de turbidez por flotação em todas as velocidades de flotação estudadas (5 a 25 cm/min), com eficiências bastante próximas entre si (entre 77,4% e 77,2% para V_{flot} de 5,0 cm/min, entre 77,1% e 77,0% para V_{flot} de 10,0 cm/min, entre 76,6% e 76,7% para V_{flot} de 15,0 cm/min, entre 76,0% e 76,3% para V_{flot} de 20,0 cm/min e entre 75,6% e 76,0% para V_{flot} de 25,2 cm/min). Dentre esses dois valores de Gf, o de 50 s^{-1} forneceu resultados ligeiramente melhores que os de 30 s^{-1} , embora extremamente próximos. Os demais valores de Gf investigados (60, 80 e 100 s^{-1}), para todas as velocidades de flotação, forneceram resultados inferiores aos anteriormente comentados, ainda que próximos. De forma geral, o comportamento das curvas de flotação e seus respectivos resultados foram bastante similares entre si (FIGURA 5.17), indicando, aparentemente, que dentro da faixa estudada os diferentes valores de Gf não afetam significativamente a remoção de turbidez, para Tf de 25 min e DPC de 7,0 mg/L.

Na TABELA 5.10 e na FIGURA 5.19, apresentam-se os resultados de remoção de DQO não filtrada, de fósforo total, de cor aparente, de NTK, de sulfetos, de sólidos totais e suspensos. No que se refere à remoção de DQO, nos ensaios com Tf de 25 min, os resultados observados para os diferentes valores de Gf (50, 60, 80 e 100 s^{-1}) foram bastante próximos

entre si (entre 69,8% e 70,9% de remoção de DQO, com residuais entre 54 e 52 mg/L), entretanto, a maior remoção de DQO foi observada para Gf de 30 s^{-1} (74,9%), com residual de 45 mg/L. O menor residual de cor aparente foi verificado para Gf de 50 s^{-1} (93 uC), com remoção de 73,3%. Em relação à remoção de fosfato total, os resultados observados para os diferentes valores de Gf (30, 50, 60, 80 e 100 s^{-1}) foram praticamente similares entre si (entre 42,2% e 45,7% de remoção de fosfato total, com residuais entre 2,78 e 2,61 mg/L). Segundo OLIVA (1997), por tratar-se de esgoto sanitário de região central da cidade, notadamente recebendo contribuições industriais e comerciais, as variações de qualidade eram esperadas. Entretanto, as variações encontradas pela referida autora foram mais acentuadas e frequentes do que aquelas observadas na literatura. Neste caso, aparentemente, houve variação na concentração e na proporção das parcelas de fosfato particulado e dissolvido. Os demais parâmetros (NTK, sulfetos, sólidos totais e suspensos) foram determinados apenas para a amostra obtida no ensaio que forneceu os melhores resultados quanto à remoção de DQO (Gf de 30 s^{-1} para Tf de 25 min), sendo observadas as seguintes eficiências: 43,3% de remoção de NTK (residual de 18,7 mg/L), 52,6% de remoção de sulfetos (residual de 0,36 mg/L), 22,6% de remoção de sólidos totais (residual de 195 mg/L) e 75,9% de remoção de sólidos suspensos totais (residual de 13 mg/L).

De maneira geral, todos os pares de valores Tf e Gf testados apresentaram resultados bastante similares entre si. Aparentemente, a dosagem de polímero catiônico de 7,0 mg/L foi suficientemente elevada para minimizar as possíveis influências de outros parâmetros, tais como o tempo (Tf) e o gradiente médio de velocidade de floculação (Gf). Além disso, deve-se considerar que no presente trabalho foram mantidas fixas as condições de mistura rápida do polímero (G_{mr} de 1100 s^{-1} e T_{mr} de 60 s) e que tais parâmetros podem influenciar notadamente a floculação, principalmente considerando que usualmente valores menores de G_{mr} e T_{mr} durante a mistura rápida de polímero catiônico costumam apresentar melhor desempenho nos sistemas que utilizam floculação e sedimentação. Portanto, seria recomendável, em estudos futuros, a investigação da influência das condições de mistura de polímero na floculação e subsequente flotação. Assim, nas etapas subsequentes do presente estudo foram adotados os valores mínimos testados, ou seja, Tf de 15 min e Gf de 30 s^{-1} .

FIGURA 5.16 - Fração remanescente de turbidez (T/T0) em função da velocidade de flotação para tempo de floculação = 15 min e diferentes valores de gradiente médio de velocidade de floculação, com aplicação de polímero catiônico.

Ensaio (Item 4.6.2) realizado com o equipamento de flotatest e efluente do UASB. DPC: 7 mg/L; Gmr: 1100 s⁻¹, Tmr: 60 s; R: 20% (em volume); S*: 19,0 g/m³; Psat: 450 kPa. Características do efluente do UASB: turbidez: 50,3 uT; DQO: 179 mg/L; fosfato total: 4,81 mg/L; temperatura: 22,5 ± 0,1 °C. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 9).

FIGURA 5.17 - Fração remanescente de turbidez (T/T0) em função da velocidade de flotação para tempo de floculação = 25 min e diferentes valores de gradiente médio de velocidade de floculação, com aplicação de polímero catiônico.

Ensaio (Item 4.6.2) realizado com o equipamento de flotatest e efluente do UASB. DPC: 7 mg/L; Gmr: 1100 s⁻¹, Tmr: 60 s; R: 20% (em volume); S*: 19,0 g/m³; Psat: 450 kPa. Características do efluente do UASB: turbidez: 50,3 uT; DQO: 179 mg/L; fosfato total: 4,81 mg/L; temperatura: 22,5 ± 0,1 °C. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 9).

TABELA 5.9 - Eficiência (%) teórica de remoção de turbidez referente aos valores de tempo de floculação e de gradiente médio de velocidade de floculação investigados em diferentes velocidades de flotação, com aplicação de polímero catiônico.

Ensaio (Item 4.6.2) realizados com o equipamento de flotatest e efluente do UASB. DPC: 7 mg/L; Gmr: 1100 s⁻¹, Tmr: 60 s; R: 20% (em volume); S*: 19,0 g/m³; Psat: 450 kPa. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 9).

Tf (min)	Gf (s ⁻¹)	Gf x Tf	Eficiência (%) teórica de remoção de turbidez				
			Velocidade de flotação (cm/min)				
			5,0	10,0	15,0	20,0	25,2
15	30	27000	77,8	77,8	77,5	77,1	76,5
	50	45000	79,2	79,1	78,6	78,0	77,4
	60	54000	80,0	79,5	79,0	78,7	78,6
	80	72000	81,9	81,7	81,5	81,2	80,7
	100	90000	79,0	78,5	77,8	77,1	76,6
25	30	45000	77,4	77,1	76,6	76,0	75,6
	50	75000	77,2	77,0	76,7	76,3	76,0
	60	90000	77,0	76,2	75,4	74,8	74,3
	80	120000	76,9	76,3	75,7	75,0	74,5
	100	150000	77,0	76,8	76,4	75,9	75,5

TABELA 5.10- Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.6.2.

Ensaio (Item 4.6.2) realizados com o equipamento de flotatest e efluente do UASB. DPC: 7 mg/L; Gmr: 1100 s⁻¹, Tmr: 60 s; R: 20% (em volume); S*: 19,0 g/m³; Psat: 450 kPa.; Vflot: 10 cm/min. Características do efluente do UASB: DQO: 179 mg/L; fósforo total: 4,81 mg/L; cor aparente: 348 uC; NTK: 33,0 mg/L; sulfetos: 0,76 mg/L; ST: 252 mg/L; SF: 112 mg/L; SST: 54 mg/L; SSF: 16 mg/L. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 10).

Tf (min)	Gf (s ⁻¹)	pH coag.	DQO	Fósforo total	Cor aparente	NTK	Sulfeto	ST	SF	SV	SST	SSF	SSV
15	30	6,80	74,9	47,4	72,4	42,1	> 96	28,2	21,4	33,6	74,1	87,5	68,4
	50	6,83	72,6	43,5	71,3	-	-	-	-	-	-	-	-
	60	6,81	70,9	44,1	70,1	-	-	-	-	-	-	-	-
	80	6,83	72,6	42,2	71,3	-	-	-	-	-	-	-	-
	100	6,58	70,9	38,9	68,4	-	-	-	-	-	-	-	-
25	30	6,59	74,9	43,2	67,0	43,3	52,6	22,6	14,3	29,3	75,9	93,8	68,4
	50	6,59	70,9	43,0	73,3	-	-	-	-	-	-	-	-
	60	6,58	69,8	45,7	70,1	-	-	-	-	-	-	-	-
	80	6,61	70,9	45,5	71,0	-	-	-	-	-	-	-	-
	100	6,62	69,8	42,2	66,4	-	-	-	-	-	-	-	-

(-) Caracterização não realizada

FIGURA 5.18 - Valores absolutos de fosfato total (A), DQO (B) e cor aparente (C) do efluente do flotatete em função do gradiente médio de velocidade de floculação (s^{-1}) e tempo de floculação = 15 min, com aplicação de polímero catiônico.

Ensaio (Item 4.6.2) realizados com o equipamento de flotatete e efluente do UASB. DPC: 7 mg/L; Gmr: 1100 s^{-1} , Tmr: 60 s; R: 20% (em volume); S^* : 19,0 g/m^3 ; Psat: 450 kPa; Vflot: 10 cm/min. Características do efluente do UASB: fosfato total: 4,81 mg/L; DQO: 179 mg/L; cor aparente: 348 uC; temperatura: 22,5 $\pm$ 0,1 $^{\circ}C$. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 10).

FIGURA 5.19 - Valores absolutos de fosfato total (D), DQO (E) e cor aparente (F) do efluente do flotatete em função do gradiente médio de velocidade de floculação (s^{-1}) e tempo de floculação = 25 min, com aplicação de polímero catiônico.

Ensaio (Item 4.6.2) realizados com o equipamento de flotatete e efluente do UASB. DPC: 7 mg/L; Gmr: 1100 s^{-1} , Tmr: 60 s; R: 20% (em volume); S^* : 19,0 g/m^3 ; Psat: 450 kPa; Vflot: 10 cm/min. Características do efluente do UASB: fosfato total: 4,81 mg/L; DQO: 179 mg/L; cor aparente: 348 uC; temperatura: 22,5 $\pm$ 0,1 $^{\circ}C$. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 10).

5.2.3 Variação da quantidade de ar fornecida ao processo, utilizando flotatestes e com aplicação de polímero catiônico

A FIGURA 5.20 apresenta os valores de fração de turbidez com velocidade menor que a estabelecida, ou seja, a razão entre a turbidez da amostra tratada e a turbidez do efluente do reator UASB, em função da velocidade de flotação para pressão de saturação (P_{sat}) de 450 kPa e frações de recirculação (R) de 5%, 7,5%, 10%, 12,5%, 15%, 17,5%, 20%, 22,5%, 25%, 27,5% e 30% (em volume). Os demais parâmetros operacionais foram mantidos fixos: $DPC = 7,0$ mg/L, obtida no item 5.2.1, $T_{mr} = 60$ s, $G_{mr} = 1100$ s⁻¹, $T_f = 15$ min e $G_f = 30$ s⁻¹, ambos obtidos no item 5.2.2.

A FIGURA 5.20 mostra que os menores valores de turbidez remanescente (T/T_0) para valores de V_{flot} acima de 15 cm/min foram obtidos com R igual a 30%, enquanto para valores de V_{flot} abaixo de 10 cm/min o emprego de R de 20% forneceu os menores valores de T/T_0 , muito embora os resultados referentes às recirculações entre 20 e 30% sejam muito semelhantes entre si. Como visto na TABELA 5.12, para V_{flot} de 25 cm/min, o emprego de R igual a 20% e a 30% forneceu as maiores remoções de turbidez: 72,5% e 73,0%, com residuais de 38,3 e 34,5 uT, respectivamente.

Segundo a TABELA 5.13, para V_{flot} de 10 cm/min, os valores de R entre 5 e 15% resultaram em remoção e concentração residual médias de DQO de 70% e 86 mg/L, respectivamente. A faixa de valores de R entre 17,5 e 30% resultou em valores médios de 67,4% de remoção e 93 mg/L de residual de DQO. O melhor desempenho foi observado para os valores de R de 15% e de 20%, com remoções de 72,6% a 73,0% e residuais entre 78 e 77 mg/L de DQO.

Observando as curvas apresentadas na FIGURA 5.21, verifica-se que, aparentemente, a remoção de fosfato não foi influenciada pela variação de R , na faixa de valores investigados (5 a 30%). A maior remoção de fosfato total (12,1%) foi obtida com R de 27,5%, valor muito inferior àqueles obtidos nos itens 5.2.1 e 5.2.2 (TABELA 5.11). Cabe aqui a mesma discussão feita no item 5.2.2, no que diz respeito à variação da qualidade do esgoto sanitário.

A variação de R entre 5 e 30% não afetou a remoção de cor aparente, cujos valores médios de remoção e de residual foram de 75% e 150 uC, respectivamente (TABELA 5.13). Ainda assim, os melhores resultados observados foram de 78,2% de remoção e de 132 uC de residual de cor aparente, para R de 12,5%. Conforme mostrado na TABELA 5.13, para R de 20%, foram observadas remoções e concentrações residuais de: 39,2% e 31,3 mg/L de NTK, 30,4% e 1,42 mg/L de sulfetos, 79,5% e 18 mg/L de SST.

Diante dos resultados obtidos, o emprego de 20% de fração de recirculação saturada à pressão de 450 kPa, fornecendo 19 g de ar/m³ de esgoto, pareceu ser o mais indicado às etapas subsequentes do trabalho. De maneira geral, todos os valores de R testados com aplicação somente de polímero catiônico apresentaram resultados bastante similares entre si. Ainda assim, os resultados alcançados com emprego de R de 20% foram os melhores em relação à remoção de turbidez (74,6%) e de DQO (72,6%). Para as etapas subsequentes do trabalho, adotou-se 20% de fração de recirculação saturada à pressão de 450 kPa, fornecendo 19 g de ar/m³ de esgoto, pois essas condições foram consideradas as mais adequadas para a flotação do efluente do reator UASB com aplicação de polímero catiônico.

TABELA 5.11 – Concentração e remoção puntual de fosfato total das amostras coletadas durante os ensaios realizados nos dias 24/06/97, 01/07/97 e 08/07/97, sempre às 9h, referente aos itens 5.2.1, 5.2.2 e 5.2.3, respectivamente. (Fonte: Apêndice 1, Tabelas 8, 10 e 12).

Item	Efluente	Fosfato Total (mg/L)	Remoção média (%) em cada unidade (UASB ou FAD)	Remoção global (%) do sistema UASB e FAD
5.2.1	Esgoto bruto	24,3	-	-
	Reator UASB	11,7	52,9	-
	FAD (flotatestes) c/ polímero	4,5*	61,5	81,5
5.2.2	Esgoto bruto	12,9	-	-
	Reator UASB	4,8	62,8	-
	FAD (flotatestes) c/ polímero	2,7*	43,8	79,0
5.2.3	Esgoto bruto	6,0	-	-
	Reator UASB	4,8	20,0	-
	FAD (flotatestes) c/ polímero	4,6*	4,2	30,0

(*) Concentração média

Fato bastante interessante observado nessa etapa de trabalho diz respeito ao padrão apresentado pelas curvas de flotação (FIGURA 5.20) em relação à remoção de turbidez e à fração de recirculação, nos ensaios com aplicação de polímero catiônico. Observa-se que tais curvas, para todas as frações de recirculação (R) investigadas, apresentam-se quase horizontais, ou seja, para cada valor de R, a eficiência de remoção de turbidez foi praticamente independente da velocidade de flotação (V_{flot}) considerada, devendo lembrar que os valores de V_{flot} estão diretamente relacionados às taxas de aplicação superficial em unidades com escoamento contínuo. O mesmo tipo de comportamento foi observado também na etapa anterior de ensaios, quando foram variados os valores de Tf e de Gf (FIGURA 5.16 e FIGURA 5.17). Tal constatação permite supor que a aplicação de polímero catiônico associada à aplicação de cloreto férrico em menores dosagens que aquela obtida como ótima no presente trabalho, talvez venha a constituir solução bastante vantajosa para o tratamento por flotação desse tipo de efluente, pois se poderia tomar partido das vantagens inerentes à

aplicação de polímeros (maiores taxas de aplicação superficial e menor produção de lodo devido às menores dosagens de coagulante) aliadas às maiores eficiências de remoção de fosfato, de DQO e de sólidos suspensos obtidas com a aplicação de cloreto férrico como coagulante primário. Recomenda-se, portanto, que no futuro sejam realizados estudos relacionados ao pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por flotação com a aplicação de cloreto férrico e de polímeros sintéticos como auxiliares de floculação.

FIGURA 5.20 - Fração remanescente de turbidez (T/T0) em função da velocidade de flotação para diferentes valores de quantidade de ar fornecida, com aplicação de polímero catiônico.

Ensaio (Item 4.6.3) realizados com o equipamento de flotatest e efluente do UASB. DPC: 7 mg/L; Gmr: 1100 s⁻¹; Tmr: 60 s; Gf: 30 s⁻¹; Tf: 15 min; Psat: 450 kPa. Características do efluente do UASB: turbidez: 99,0 uT; DQO: 285 mg/L; fosfato total: 4,83 mg/L; temperatura: 21,4 ± 0,4 °C. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 11).

TABELA 5.12 - Eficiência (%) teórica de remoção de turbidez referente aos valores de fração de recirculação investigados em diferentes velocidades de flotação, com aplicação de polímero catiônico.

Ensaio (Item 4.6.3) realizados com o equipamento de flotatestes e efluente do UASB. DPC: 7 mg/L; Gmr: 1100 s⁻¹; Tmr: 60 s; Gf: 30 s⁻¹; Tf: 15 min; Psat: 450 kPa. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 11).

Fração de recirculação (% em volume)	Quantidade de ar fornecida (g/m ³)	Eficiência (%) teórica de remoção de turbidez				
		Velocidade de Flotação (cm/min)				
		5,0	10,0	15,0	20,0	25,2
5,0	4,7	67,0	66,6	66,1	65,6	65,3
7,5	7,1	68,2	67,9	67,4	67,1	66,9
10,0	9,5	70,3	70,1	69,8	69,6	69,3
12,5	11,9	70,8	70,7	70,4	69,9	69,5
15,0	14,2	71,0	70,6	70,1	69,8	69,4
17,5	16,6	71,1	70,9	70,3	69,7	69,3
20,0	19,0	74,7	74,6	74,0	73,1	72,5
22,5	21,4	73,1	73,4	73,0	72,1	71,5
25,0	23,7	71,5	71,7	71,3	70,4	69,7
27,5	26,1	71,6	71,7	71,6	70,9	70,1
30,0	28,5	74,5	74,2	73,8	73,4	73,0

TABELA 5.13 - Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.6.3.

Ensaio (Item 4.6.3) realizados com o equipamento de flotatestes e efluente do UASB. DPC: 7 mg/L; Gmr: 1100 s⁻¹; Tmr: 60 s; Gf: 30 s⁻¹; Tf: 15 min; Psat: 450 kPa. Características do efluente do UASB DQO: 285 mg/L; fósforo total: 4,83 mg/L; cor aparente: 604 uC; NTK: 51,5 mg/L; sulfetos: 2,04 mg/L; ST: 326 mg/L; SF: 165 mg/L; SST: 88 mg/L; SSF: 24 mg/L. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 12).

R (%)	Sp*p (g/m ³)	pH coag.	DQO	Fósforo total	Cor aparente	NTK	Sulfeto	ST	SF	SV	SST	SSF	SSV
5,0	3,96	6,69	65,4	5,2	76,0	-	-	-	-	-	-	-	-
7,5	5,94	6,69	70,6	3,0	72,6	-	-	-	-	-	-	-	-
10,0	7,92	6,70	69,9	6,4	72,3	-	-	-	-	-	-	-	-
12,5	9,89	6,70	71,2	5,9	78,2	-	-	-	-	-	-	-	-
15,0	11,87	6,71	73,0	-5,2	74,5	-	-	-	-	-	-	-	-
17,5	13,85	6,73	66,6	2,7	76,1	-	-	-	-	-	-	-	-
20,0	15,83	6,78	72,6	8,6	77,5	39,2	30,4	25,8	18,2	33,5	79,5	87,5	37,5
22,5	17,81	6,78	64,3	7,4	74,2	-	-	-	-	-	-	-	-
25,0	19,79	6,87	68,0	-2,5	73,5	-	-	-	-	-	-	-	-
27,5	21,77	6,87	67,3	12,1	77,6	-	-	-	-	-	-	-	-
30,0	23,75	6,89	65,8	12,0	67,9	-	-	-	-	-	-	-	-

(-) Caracterização não realizada

FIGURA 5.21 - Valores absolutos de fosfato total (A), DQO (B) e cor aparente (C) do efluente do flotateste em função da quantidade de ar fornecida, com aplicação de polímero catiônico.

Ensaios (Item 4.6.3) realizados com o equipamento de flotateste e efluente do UASB. DPC: 7 mg/L; Gmr: 1100 s⁻¹; Tmr: 60 s; Gf: 30 s⁻¹; Tf: 15 min; Psat: 450 kPa. Características do efluente do UASB fosfato total: 4,83 mg/L; DQO: 285 mg/L; cor aparente: 604 uC; temperatura: 21,4 ± 0,4 °C. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 12).

5.3 RESULTADOS DOS ENSAIOS COM VARIAÇÃO DA QUANTIDADE DE AR FORNECIDA PARA DIFERENTES TAXAS DE APLICAÇÃO SUPERFICIAL, UTILIZANDO A INSTALAÇÃO PILOTO E COM APLICAÇÃO DE CLORETO FÉRRICO

A seguir são apresentados e discutidos os resultados obtidos com a operação da instalação piloto de flotação por ar dissolvido com escoamento contínuo, com aplicação de cloreto férrico como coagulante. Deve-se ressaltar novamente que essa fase da pesquisa envolveu preliminarmente a montagem e a calibração de todas as unidades e equipamentos necessários à operação da instalação piloto de flotação com escoamento contínuo, consumindo considerável parcela do cronograma previsto. Após essa etapa de ajustes iniciais, puderam ser realizados apenas alguns ensaios preliminares com a referida instalação piloto. Assim, os resultados apresentados a seguir foram obtidos sem otimização mais acurada dos parâmetros operacionais concernentes a esse tipo de sistema, constituindo apenas os primeiros resultados de linha de pesquisa mais ampla existente no Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos (USP).

Assim, nesses ensaios, foram testados três valores de quantidade de ar fornecida (S^* de 29,5; 22,1 e 14,8 g de ar por m^3 de efluente) para diferentes taxas de aplicação superficial (TAS entre 140 e 210 $m^3/m^2/d$). A dosagem de cloreto férrico utilizada foi de 65 mg/L (obtida em laboratório), sem adição de cal hidratada. Foram adotados tempo de floculação (T_f) de 25 min, valor superior ao obtido em laboratório (T_f de 15 min) em função da existência de curto-circuito nos tanques de floculação, e gradiente médio de velocidade de floculação (G_f) de $80 s^{-1}$, obtido em laboratório. Para que a câmara de saturação (ver item 5.5) fornecesse valores de S^* de 29,5; 22,1 e 14,8 g de ar por m^3 de efluente, foi necessário adotar valores de fração de recirculação (R) de 40, 30 e 20%, respectivamente, e fixar a pressão no interior da câmara de saturação em torno de 550 kPa.

Com base nos resultados mostrados na FIGURA 5.22 (referentes aos ensaios da primeira carreira, com aplicação de 65 mg/L de cloreto férrico e com TAS de 140 m/d no flotador), observa-se que a turbidez do esgoto bruto estava situada na faixa de 251 a 277 uT enquanto o efluente do reator UASB apresentou turbidez, ao longo do dia, entre 55,4 e 92,5 uT (com valor médio de turbidez de 67,3 uT). Após o tratamento por flotação, durante o ensaio 1 (29,5 g de ar por m^3 de efluente), o efluente apresentou turbidez entre 30,6 e 32,7 uT, com remoção média no flotador de 50% e eficiência de remoção no sistema UASB e FAD de 88%. Na mesma carreira de ensaios, durante o ensaio 2 (22,1 g de ar por m^3 de efluente), a turbidez do efluente situou-se entre 37,1 e 37,7 uT, com remoção média no flotador de 38% e eficiência de remoção no sistema UASB e FAD de 85%. Durante o ensaio

3 (14,8 g de ar por m^3 de efluente), ainda na mesma carreira de ensaios, o efluente apresentou turbidez entre 42,3 e 45,2 uT, com remoção média no flotador de 37% e eficiência de remoção no sistema UASB e FAD de 75%.

Com base nos resultados de remoção de turbidez durante a primeira carreira de ensaios (DCF de 65 mg/L e TAS de 140 m/d), verifica-se que, dentre os valores investigados, a quantidade de ar (S^*) de 29,5 g de ar por m^3 de efluente forneceu os melhores resultados (ensaio 1). Os demais parâmetros analisados (DQO e DBO_5 da amostra não filtrada, fosfato total, NTK, sulfetos, SST, Coliformes totais e fecais) são apresentados na TABELA 5.14, referentes à primeira carreira de ensaios. Observando tais resultados, foi verificado que o ensaio 1, com S^* de 29,5 g de ar por m^3 de efluente, apresentou o melhor desempenho, com remoções médias de 84% de DQO (residual médio de 59 mg/L), de 70% de DBO_5 (residual de 37 mg/L), de 55% de fosfato total (residual médio de 9,1 mg/L), de 34% de NTK (residual de 31,8 mg/L), de 81% de sulfetos (residual de 0,3 mg/L), de 74% de SST (residual de 23 mg/L), de 93% de Coliformes totais (residual de $2 \cdot 10^4$ coli/100 mL) e de 74% de Coliformes fecais (residual de $1 \cdot 10^3$ coli/100 mL).

Considerando a eficiência global do sistema UASB e flotador, com TAS de 140 m/d e para a melhor condição de S^* , foram observadas as seguintes remoções: 94% de DQO, 91% de DBO_5 , 60% de fosfato total, 89% de sulfetos, 87% de SST, 99,39% de Coliformes totais e 97,56% de Coliformes fecais.

FIGURA 5.22– Resultados de turbidez do esgoto bruto, do efluente do reator UASB e do efluente final observados ao longo da primeira carreira de ensaios (item 4.7.2, DCF em torno de 65 mg/L e TAS em torno de $140 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$) com a Instalação Piloto nas diferentes condições operacionais estudadas.

Ensaios de coagulação-floculação-flotação em instalação piloto de fluxo contínuo (flotador) com efluente do UASB. Valores de fração de recirculação (em vazão) testados: 20, 30 e 40%. DCF: 65 mg/L; TAS: $140 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{dia}$; Tmr: 260 s; Gf: 80 s^{-1} ; Tf: 25 min; $\text{Psat}: 550 \pm 10 \text{ kPa}$. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 13).

Com base nos resultados mostrados na FIGURA 5.23 (referentes aos ensaios da segunda carreira, com aplicação de 65 mg/L de cloreto férrico e com TAS de 210 m/d no flotador), observa-se que a turbidez do esgoto bruto se situou na faixa de 231 a 274 uT enquanto o efluente do reator UASB apresentou turbidez, ao longo do dia, entre 46,3 e 122 uT (com valor médio de turbidez de 74,5 uT). Após o tratamento por flotação, durante o ensaio 4 (29,5 g de ar por m³ de efluente), o efluente apresentou turbidez entre 28,3 e 28,7 uT, com remoção média no flotador de 61% e eficiência de remoção no sistema UASB e FAD de 89% de turbidez. Na mesma carreira de ensaios, durante o ensaio 5 (22,1 g de ar por m³ de efluente), a turbidez do efluente situou-se entre 34,5 e 39,3 uT, com remoção média no flotador de 48% e eficiência de remoção no sistema UASB e FAD de 84% de turbidez. Durante o ensaio 6 (14,8 g de ar por m³ de efluente), ainda na mesma carreira de ensaios, o efluente apresentou turbidez entre 47,1 e 48,0 uT, com remoção média no flotador de 39% e eficiência de remoção no sistema UASB e FAD de 80%.

Com base nos resultados de remoção de turbidez durante a segunda carreira de ensaios (DCF de 65 mg/L e TAS de 210 m/d), verifica-se que, dentre os valores investigados, a quantidade de ar (S*) de 29,5 g de ar por m³ de efluente forneceu os melhores resultados (ensaio 4). Os demais parâmetros analisados (DQO e DBO₅ da amostra não filtrada, fósforo total, NTK, sulfetos, SST, Coliformes totais e fecais) são apresentados na TABELA 5.15, referentes à segunda carreira de ensaios. Observando-se tais resultados, foi verificado que o ensaio 1, com S* de 29,5 g de ar por m³ de efluente, apresentou o melhor desempenho, com remoções médias de 78% de DQO (residual médio de 65 mg/L), de 73% de DBO₅ (residual de 25 mg/L), de 47% de fósforo total (residual médio de 7,5 mg/L), de 29% de NTK (residual de 30,1 mg/L), de 76% de SST (residual de 25 mg/L), de 81% de Coliformes totais (residual de 4.10⁵ coli/100 mL) e de 65% de Coliformes fecais (residual de 3.10⁴ coli/100 mL).

Considerando a eficiência global do sistema UASB e flotador, com TAS de 210 m/d e para a melhor condição de S*, foram observadas as seguintes remoções: 93% de DQO, 94% de DBO₅, 68% de fósforo total, 30% de NTK, 90% de SST, 99,47% de Coliformes totais e 98,64% de Coliformes fecais.

Comparando os melhores resultados obtidos para cada um dos dois valores de taxa de aplicação superficial investigados, verifica-se que a unidade de flotação apresentou resultados bastante próximos quando operada com as taxas de 140 e de 210 m/d, conforme comentado anteriormente e apresentado na TABELA 5.14 e na TABELA 5.15.

FIGURA 5.23 - Resultados de turbidez do esgoto bruto, do efluente do reator UASB e do efluente final observados ao longo da segunda carreira de ensaios (item 4.7.2, DCF em torno de 65 mg/L e TAS em torno de 210 m³/m²/d) com a Instalação Piloto nas diferentes condições operacionais estudadas.

Ensaio de coagulação-floculação-flotação em instalação piloto de fluxo contínuo (flotador) com efluente do UASB. Valores de fração de recirculação (em vazão) testados: 20, 30 e 40%. DCF: 65 mg/L; TAS: 210 m³/m²/dia; Tmr: 260 s; Gf: 80 s⁻¹; Tf: 25 min; **Psat: 550 ± 10 kPa**. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 15).

De maneira geral, os resultados obtidos com a operação da instalação piloto de flotação não foram tão satisfatórios quanto àqueles alcançados durante a fase de estudos empregando unidade de flotação em escala de laboratório.

Muito provavelmente, tal fato pode ser creditado a não otimização dos parâmetros de projeto e operação das unidades constituintes da instalação piloto, conforme comentado no início desse capítulo.

Além disso, a instalação piloto apresentava unidades com configuração pouco adequada à vazão disponível durante os trabalhos. A unidade de mistura rápida, mesmo após introdução de enchimento (isopor) em seu interior, ainda apresentava grande volume, resultando em tempo de mistura rápida da ordem de 260 s. Como fator influente adicional, pode ser citado o pequeno volume da zona de contato, acarretando tempos excessivamente curtos para ocorrência das colisões entre bolhas e flocos, prejudicando sobremaneira o desempenho da flotação durante a separação de fases. Além disso, o dispositivo de despressurização da vazão de recirculação, instalado na parede lateral da câmara de flotação, gerava fluxos preferenciais do líquido saturado com ar, piorando ainda mais a mistura na zona de contato. Além do mais, a ausência de recheio no interior da câmara de saturação exigiu frações de recirculação (R) maiores do que aquelas observadas em laboratório. Esse aumento na fração de recirculação contribuiu para a redução do tempo de detenção do líquido na zona de contato, resultando em piora no desempenho da flotação.

TABELA 5.14–Resultados demonstrativos do desempenho da Instalação Piloto com aplicação de cloreto férrico, nas diferentes condições operacionais estudadas. Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.7.2.

Ensaios de coagulação-floculação-flotação em instalação piloto de fluxo contínuo (flotador) com efluente do UASB. Valores de fração de recirculação (em vazão) testados: 20, 30 e 40%. DCF: 65 mg/L; TAS: 140 m³/m²/dia; Tmr: 260 s; Gf: 80 s⁻¹; Tf: 25 min; **Psat: 550 ± 10 kPa**. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 14).

Carreira de ensaios					1a. carreira							
TAS (m ³ /m ² /dia)					140							
Fração de recirculação (%)					40				30			
Quantidade de ar fornecida (g de ar / m ³ de efluente)					29,5				22,1			
									14,8			
Parâmetros	Esgoto bruto	Efluente do UASB	Efluente flotador	Remoção (%)	Esgoto bruto	Efluente do UASB	Efluente flotador	Remoção (%)	Esgoto bruto	Efluente do UASB	Efluente flotador	Remoção (%)
pH	6,46	6,06	6,14		6,28	6,10	6,14		6,34	6,12	6,18	
Turbidez (uT) **	270	63,0	31,8	50	258	60,0	37,5	38	262	69,7	43,5	37
DQO _{bruta} (mg/L)	920	370	59	84	929	382	69	82	916	315	72	77
DQO _{filtr} (mg/L)	345	163	38	77	383	179	43	76	334	172	46	73
DQO _{susp} (mg/L)	575	207	21	90	546	203	26	87	582	143	26	82
DBO _{5,bruta} (mg/L)	393	125	37	70	-	-	-	-	-	-	-	-
Fosfato Total (mg/L) **	22,9	20,1	9,1	55	21,4	20,9	9,9	53	19,8	20,1	10,7	47
Fosfato _{filtr} (mg/L)	19,4	19,4	5,7	71	17,0	18,8	5,7	70	16,6	19,7	6,6	67
Fosfato _{susp} (mg/L)	3,5	0,7	3,4	- 386	4,4	2,1	4,2	- 100	3,2	0,4	4,1	- 925
Cor aparente (uC) **	1324	636	191	70	1352	680	228	67	1192	620	258	58
NTK (mg/L)	37,0	48,0	31,8	34	-	-	-	-	-	-	-	-
Sulfetos (mg/L)	2,8	1,6	0,3	81	-	-	-	-	-	-	-	-
ST (mg/L)	469	286	189	34	440	280	193	31	397	250	195	22
SF (mg/L)	203	143	118	18	173	139	125	10	147	127	126	1
SV (mg/L)	266	143	71	50	267	141	68	52	250	123	69	44
SST (mg/L)	178	89	23	74	193	94	25	73	160	87	29	67
SSF (mg/L)	31	23	10	57	29	30	6	80	22	26	9	65
SSV (mg/L)	147	66	13	80	164	64	19	70	138	61	20	67
Col. Totais (NMP/100 mL)	3,3.10 ⁶	2,7.10 ⁵	2 .10 ⁴	93	-	-	-	-	-	-	-	-
Col. Fecais (NMP/100 mL)	4,1 .10 ⁴	3,8 .10 ³	1 .10 ³	74	-	-	-	-	-	-	-	-
Zn (mg/L)	0,20	1,32	ND	> 99	-	-	-	-	-	-	-	-
Fe (mg/L)	3,20	2,76	5,60	- 103	-	-	-	-	-	-	-	-
Cu (mg/L)	0,08	2,80	0,08	97	-	-	-	-	-	-	-	-
Pb (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-
Cd (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-
Mn (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-
Cr (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-
Ni (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-

(-) Caracterização não realizada (ND) Não detectado (**) Valores médios entre os três resultados obtidos em cada ensaio. Os valores negativos indicam, percentualmente, o aumento na concentração do efluente final em relação à concentração do efluente do UASB.

TABELA 5.15– Resultados demonstrativos do desempenho da Instalação Piloto com aplicação de cloreto férrico, nas diferentes condições operacionais estudadas. Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.7.2.

Ensaio de coagulação-floculação-flotação em instalação piloto de fluxo contínuo (flotador) com efluente do UASB. Valores de fração de recirculação (em vazão) testados: 20, 30 e 40%. DCF: 65 mg/L; TAS: 210 m³/m²/dia; Tmr: 260 s; Gf: 80 s⁻¹; Tf: 25 min; **Psat: 550 ± 10 kPa**. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 16).

Carreira de ensaios					2a. carreira											
TAS (m³/m²/dia)					210											
Fração de recirculação (%)					40				30				20			
Quantidade de ar fornecida (g de ar / m³ de efluente)					29,5				22,1				14,8			
Parâmetros	Esgoto bruto	Efluente do UASB	Efluente flotador	Remoção (%)	Esgoto bruto	Efluente do UASB	Efluente flotador	Remoção (%)	Esgoto bruto	Efluente do UASB	Efluente flotador	Remoção (%)				
pH	6,43	6,20	6,18		6,29	6,19	6,17		6,29	6,28	6,21					
Turbidez (uT) **	265	73,0	28,5	61	231	71,3	37,1	48	240	78,5	47,7	39				
DQO _{bruta} (mg/L)	954	291	65	78	714	273	86	69	814	334	108	68				
DQO _{filtr} (mg/L)	372	135	43	68	333	138	46	76	302	155	49	68				
DQO _{susp} (mg/L)	582	156	22	86	381	135	40	53	512	179	59	67				
DBO _{5,bruta} (mg/L)	448	94	25	73	-	-	-	-	-	-	-	-				
Fosfato Total (mg/L) **	23,2	14,1	7,5	47	20,0	16,4	8,7	47	17,4	17,1	9,4	45				
Fosfato _{filtr} (mg/L)	18,7	12,8	3,5	73	14,4	14,0	3,2	77	12,6	14,9	3,4	77				
Fosfato _{susp} (mg/L)	4,5	1,3	4,0	-208	5,6	2,4	5,5	-129	4,8	2,2	6,0	-173				
Cor aparente (uC) **	1452	538	240	56	1124	630	282	55	1248	658	341	48				
NTK (mg/L)	42,8	42,2	30,1	29	-	-	-	-	-	-	-	-				
Sulfetos (mg/L)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-				
ST (mg/L)	678	262	180	31	550	266	216	19	488	326	244	25				
SF (mg/L)	158	128	106	17	184	124	144	-16	198	184	162	12				
SV (mg/L)	520	134	74	45	366	142	72	49	290	142	82	42				
SST (mg/L)	239	102	25	76	154	78	41	47	160	101	46	54				
SSF (mg/L)	39	32	14	56	17	15	21	-40	21	28	18	36				
SSV (mg/L)	200	70	11	84	137	63	20	68	139	73	28	62				
Col. Totais (NMP/100 mL)	8 . 10 ⁷	2 . 10 ⁶	4 . 10 ⁵	81	-	-	-	-	-	-	-	-				
Col. Fecais (NMP/100 mL)	2 . 10 ⁶	9 . 10 ⁴	3 . 10 ⁴	65	-	-	-	-	-	-	-	-				
Zn (mg/L)	0,20	0,12	0,08	33	-	-	-	-	-	-	-	-				
Fe (mg/L)	2,20	2,68	7,76	-190	-	-	-	-	-	-	-	-				
Cu (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-				
Pb (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-				
Cd (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-				
Mn (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-				
Cr (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-				
Ni (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-				

(-) Caracterização não realizada (ND) Não detectado (**) Valores médios entre os três resultados obtidos em cada ensaio. Os valores negativos indicam, percentualmente, o aumento na concentração do efluente final em relação à concentração do efluente do UASB.

5.4 RESULTADOS DOS ENSAIOS COM VARIAÇÃO DA QUANTIDADE DE AR FORNECIDA PARA DIFERENTES TAXAS DE APLICAÇÃO SUPERFICIAL, UTILIZANDO A INSTALAÇÃO PILOTO E COM APLICAÇÃO DE POLÍMERO CATIÔNICO

A seguir são apresentados e discutidos os resultados obtidos com a operação da instalação piloto de flotação por ar dissolvido com escoamento contínuo, com aplicação de polímero catiônico como coagulante.

Nesses ensaios, foram testados três valores de quantidade de ar fornecida ($S^* = 29,5$, $22,1$ e $14,8$ g de ar por m^3 de efluente) para diferentes taxas de aplicação superficial ($TAS = 140$ e $210 m^3/m^2/d$). A dosagem de polímero catiônico utilizada foi de $7,0$ mg/L (obtida em laboratório). Foram adotados tempo de floculação (T_f) de 25 min, valor superior ao obtido em laboratório ($T_f = 15$ min) em função da existência de curto-circuito nos tanques de floculação, e gradiente médio de velocidade de floculação (G_f) de $40 s^{-1}$, também superior àquele obtido em laboratório, em função das restrições eletro-mecânicas do equipamento. Para que a câmara de saturação (ver item 5.5) fornecesse valores de S^* de $29,5$, $22,1$ e $14,8$ g de ar por m^3 de efluente, foi necessário adotar valores de fração de recirculação (R) de 40 , 30 e 20% , respectivamente, e fixar a pressão no interior da câmara de saturação em 550 kPa.

Com base nos resultados mostrados na FIGURA 5.24 (referentes aos ensaios da terceira carreira, com aplicação de $7,0$ mg/L de polímero catiônico e com TAS de 140 m/d no flotador), observa-se que a turbidez do esgoto bruto se situou na faixa de 257 a 286 uT enquanto o efluente do reator UASB apresentou turbidez, ao longo do dia, entre $58,1$ e $89,5$ uT (com valor médio de turbidez de $65,4$ uT). Após o tratamento por flotação, durante o ensaio 7 ($29,5$ g de ar por m^3 de efluente), o efluente apresentou turbidez entre $66,7$ e $69,2$ uT, com aumento médio de turbidez no flotador de 3% . Na mesma carreira de ensaios, durante o ensaio 8 ($22,1$ g de ar por m^3 de efluente), a turbidez do efluente situou-se entre $72,4$ e $73,4$ uT, com aumento médio de turbidez no flotador de 9% . Durante o ensaio 9 ($14,8$ g de ar por m^3 de efluente), ainda na mesma carreira de ensaios, o efluente apresentou turbidez entre $77,6$ e $78,3$ uT, com aumento médio de turbidez no flotador de 16% e eficiência de remoção no sistema UASB e FAD de 75% .

Com relação ao aumento da turbidez após a flotação, visualmente, o efluente da instalação piloto apresentava material particulado com tamanho médio das partículas bastante inferior ao observado no efluente do reator UASB, o que resultava em concentração de sólidos sedimentáveis no efluente final menor do que aquela existente no efluente do reator UASB. Uma das interferências que podem ocorrer durante a determinação de turbidez é a presença de detritos e materiais grosseiros que se depositam com rapidez e que resultam

em valores mais baixos do que os reais. A leitura de valores de turbidez do efluente do reator UASB menores do que os reais, devido à sedimentação de sólidos, indica ser uma possível explicação para o aparente aumento da turbidez do efluente final.

Com base nos resultados de remoção de turbidez durante a terceira carreira de ensaios (DPC de 7,0 mg/L e TAS de 140 m/d), verifica-se que, dentre os valores investigados, a quantidade de ar (S^*) de 29,5 g de ar por m^3 de efluente forneceu os melhores resultados (ensaio 7).

Os demais parâmetros analisados (DQO e DBO_5 da amostra não filtrada, fosfato total, NTK, sulfetos, SST, Coliformes totais e fecais) são apresentados na TABELA 5.16, referentes à terceira carreira de ensaios. Observando-se tais resultados, foi verificado que os ensaios 7, 8 e 9, com S^* de 29,5, 22,1 e 14,8 g de ar por m^3 de efluente, apresentaram desempenhos semelhantes, com remoções médias de 59% de DQO (residual entre 125 e 150 mg/L), de 60% de DBO_5 (residual de 31 mg/L), de 1 a 12% de fosfato total (residual de 14,9 mg/L), de 26% de NTK (residual de 30,7 mg/L), de 74% de sulfetos (residual de 0,5 mg/L), entre 44 e 55% de SST (residual entre 40 e 44 mg/L), de 58% de Coliformes totais (residual de 4.10^6 coli/100 mL) e de 55% de Coliformes fecais (residual de 5.10^5 coli/100 mL).

Considerando a eficiência global do sistema UASB e flotador, com TAS de 140 m/d e para condição média de S^* , foram observadas as seguintes remoções: 88% de DQO, 91% de DBO_5 , 16% de fosfato total, 84% de sulfetos, 78% de SST, 95,00% de Coliformes totais e 92,86% de Coliformes fecais.

FIGURA 5.24 - Resultados de turbidez do esgoto bruto, do efluente do reator UASB e do efluente final observados ao longo de uma carreira de ensaios (item 4.7.3, DPC em torno de 7 mg/L e TAS em torno de 140 $m^3/m^2/d$) com a Instalação Piloto nas diferentes condições operacionais estudadas.

Ensaio de coagulação-floculação-flotação em instalação piloto de fluxo contínuo (flotador) com efluente do UASB. Valores de fração de recirculação (em vazão) testados: 20, 30 e 40%. DPC: 7 mg/L; TAS: 140 $m^3/m^2/dia$; Tmr: 260 s; Gf: 40 s^{-1} ; Tf: 25 min; **Psat: 550 ± 10 kPa**. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 17).

Com base nos resultados mostrados na FIGURA 5.25 (referentes aos ensaios da quarta carreira, com aplicação de 7,0 mg/L de polímero catiônico e com TAS de 210 m/d no flotador), observa-se que a turbidez do esgoto bruto se situou na faixa de 233 a 290 uT enquanto o efluente do reator UASB apresentou turbidez, ao longo do dia, entre 40,2 e 74,8 uT (com valor médio de turbidez de 53,9 uT). Após o tratamento por flotação, durante o ensaio 10 (29,5 g de ar por m³ de efluente), o efluente apresentou turbidez entre 36,2 e 39,2 uT, com remoção média de turbidez no flotador de 27%. Na mesma carreira de ensaios, durante o ensaio 11 (22,1 g de ar por m³ de efluente), a turbidez do efluente situou-se entre 51,3 e 52,2 uT, com remoção média de turbidez no flotador de 1%. Durante o ensaio 12 (14,8 g de ar por m³ de efluente), ainda na mesma carreira de ensaios, o efluente apresentou turbidez entre 64,0 e 64,6 uT, com aumento médio de turbidez no flotador de 6%.

Com relação ao aumento da turbidez após a flotação, novamente a sedimentação de detritos e sólidos grosseiros podem ter interferido na leitura da turbidez do efluente do reator UASB, conforme discutido anteriormente.

Com base nos resultados de remoção de turbidez durante a quarta carreira de ensaios (DPC de 7,0 mg/L e TAS de 210 m/d), verifica-se que, dentre os valores investigados, a quantidade de ar (S*) de 29,5 g de ar por m³ de efluente forneceu os melhores resultados (ensaio 10).

FIGURA 5.25 - Resultados de turbidez do esgoto bruto, do efluente do reator UASB e do efluente final observados ao longo de uma carreira de ensaios (item 4.7.3, DPC em torno de 7 mg/L e TAS em torno de 210 m³/m²/d) com a Instalação Piloto nas diferentes condições operacionais estudadas.

Ensaio de coagulação-floculação-flotação em instalação piloto de fluxo contínuo (flotador) com efluente do UASB. Valores de fração de recirculação (em vazão) testados: 20, 30 e 40%. DPC: 7 mg/L; TAS: 210 m³/m²/dia; Tmr: 260 s; Gf: 40 s⁻¹; Tf: 25 min; **Psat: 550 ± 10 kPa**. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 19).

Os demais parâmetros analisados (DQO e DBO_5 da amostra não filtrada, fosfato total, NTK, sulfetos, SST, Coliformes totais e fecais) são apresentados na TABELA 5.17, referentes à quarta carreira de ensaios. Observando-se tais resultados, foi verificado que o ensaio 10, com S^* de 29,5 g de ar por m^3 de efluente, apresentou o melhor desempenho, com remoções médias de 69% de DQO (residual entre 78 e 80 mg/L), de 62% de DBO_5 (residual de 28 mg/L), de 18% de fosfato total (residual de 11,0 mg/L), de 25% de NTK (residual de 25,5 mg/L), de 69% de SST (residual de 21 mg/L), de 57% de Coliformes totais (residual de 1.10^7 coli/100 mL) e de 52% de Coliformes fecais (residual de 3.10^6 coli/100 mL).

Considerando a eficiência global do sistema UASB e flotador, com TAS de 210 m/d e para melhor condição de S^* , foram observadas as seguintes remoções: 90% de DQO, 92% de DBO_5 , 47% de fosfato total, 89% de SST, 93,33% de Coliformes totais e 82,35% de Coliformes fecais.

De maneira geral, as eficiências de remoção dos diversos parâmetros, observadas com a operação da instalação piloto de flotação com aplicação de polímero catiônico, apresentaram-se próximas daquelas alcançadas durante a fase de estudos empregando unidade de flotação em escala de laboratório. Entretanto, devido à piora das características do efluente do reator UASB, as concentrações residuais de DQO, de fosfato total e de SST foram significativamente maiores no efluente da instalação piloto, indicando que a dosagem ora utilizada não correspondia àquela efetivamente necessária para adequada operação da instalação piloto.

Ainda assim, vale ressaltar que instalação piloto de FAD apresentava limitações inerentes a suas dimensões, conforme já discutido anteriormente.

TABELA 5.16 - Resultados demonstrativos do desempenho da Instalação Piloto com aplicação de polímero catiônico, nas diferentes condições operacionais estudadas. Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.7.3.

Ensaio de coagulação-floculação-flotação em instalação piloto de fluxo contínuo (flotador) com efluente do UASB. Valores de fração de recirculação (em vazão) testados: 20, 30 e 40%. DPC: 7 mg/L; TAS: 140 m³/m²/dia; Tmr: 260 s; Gf: 40 s⁻¹; Tf: 25 min; **Psat: 550 ± 10 kPa**. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 18).

Carreira de ensaios					3a. carreira								
TAS (m³/m²/dia)					140								
Fração de recirculação (%)					40				30				20
Quantidade de ar fornecida (g de ar / m³ de efluente)					29,5				22,1				14,8
Parâmetros	Esgoto bruto	Efluente do UASB	Efluente flotador	Remoção (%)	Esgoto bruto	Efluente do UASB	Efluente flotador	Remoção (%)	Esgoto bruto	Efluente do UASB	Efluente flotador	Remoção (%)	
pH	6,54	6,26	6,44		6,44	6,28	6,46		6,41	6,27	6,45		
Turbidez (uT) **	283	66,1	68,2	-3	267	66,8	73,0	- 9	265	78,0	78,0	- 16	
DQO _{bruta} (mg/L)	1070	310	128	59	1050	306	125	59	1087	369	150	59	
DQO _{filtr} (mg/L)	422	143	65	55	465	139	65	53	298	153	62	60	
DQO _{susp} (mg/L)	648	167	63	62	585	170	60	64	789	216	88	59	
DBO _{5,bruta} (mg/L)	352	78	31	60	-	-	-	-	-	-	-	-	
Fosfato Total (mg/L) **	17,5	14,9	14,7	1	15,4	16,9	14,9	12	14,9	15,6	14,9	4	
Fosfato _{filtr} (mg/L)	15,1	14,7	14,4	2	13,4	15,2	14,1	7	10,8	14,7	13,4	9	
Fosfato _{susp} (mg/L)	2,4	0,2	0,3	- 50	2,0	1,7	0,8	53	4,1	0,9	1,5	- 67	
Cor aparente (uC) **	1290	546	354	35	1210	670	355	47	1307	632	388	39	
NTK (mg/L)	33,6	41,6	30,7	26	-	-	-	-	-	-	-	-	
Sulfetos (mg/L)	3,1	1,9	0,5	74	-	-	-	-	-	-	-	-	
ST (mg/L)	648	334	326	2	624	374	288	23	640	433	290	39	
SF (mg/L)	212	180	158	12	220	186	156	16	203	197	172	33	
SV (mg/L)	436	154	168	- 9	404	188	132	30	437	236	118	13	
SST (mg/L)	182	83	40	52	168	91	41	55	200	79	44	44	
SSF (mg/L)	31	13	4	69	24	23	4	83	38	27	2	93	
SSV (mg/L)	153	70	36	49	144	68	37	46	162	52	42	19	
Col. Totais (NMP/100 mL)	8 . 10 ⁷	1 . 10 ⁷	4 . 10 ⁶	58	-	-	-	-	-	-	-	-	
Col. Fecais (NMP/100 mL)	7 . 10 ⁶	1 . 10 ⁶	5 . 10 ⁵	55	-	-	-	-	-	-	-	-	
Zn (mg/L)	0,20	0,12	0,08	33	-	-	-	-	-	-	-	-	
Fe (mg/L)	3,44	4,12	0,96	77	-	-	-	-	-	-	-	-	
Cu (mg/L)	0,12	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-	
Pb (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-	
Cd (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-	
Mn (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-	
Cr (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-	
Ni (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-	

(-) Caracterização não realizada (ND) Não detectado (**) Valores médios entre os três resultados obtidos em cada ensaio. Os valores negativos indicam, percentualmente, o aumento na concentração do efluente final em relação à concentração do efluente do UASB.

TABELA 5.17 - Resultados demonstrativos do desempenho da Instalação Piloto com aplicação de polímero catiônico, nas diferentes condições operacionais estudadas. Valores de eficiência (%) de remoção observados nos ensaios descritos no Item 4.7.3.

Ensaio de coagulação-floculação-flotação em instalação piloto de fluxo contínuo (flotador) com efluente do UASB. Valores de fração de recirculação (em vazão) testados: 20, 30 e 40%. DPC: 7 mg/L; TAS: 210 m³/m²/dia; Tmr: 260 s; Gf: 40 s⁻¹; Tf: 25 min; **Psat: 550 ± 10 kPa**. (Fonte: Apêndice 1, Tabela 20).

Carreira de ensaios					4a. carreira							
TAS (m ³ /m ² /dia)					210							
Fração de recirculação (%)					40				30			
Quantidade de ar fornecida (g de ar / m ³ de efluente)					29,5				22,1			
Parâmetros					Esgoto bruto	Efluente do UASB	Efluente flotador	Remoção (%)	Esgoto bruto	Efluente do UASB	Efluente flotador	Remoção (%)
pH	6,62	6,45	6,63						6,49	6,41	6,60	
Turbidez (uT) **	283	52,0	38,0	27	263	52,4	51,7	1	239	60,6	64,3	- 6
DQO _{bruta} (mg/L)	801	258	79	69	913	277	103	63	805	289	117	60
DQO _{filtr} (mg/L)	327	134	51	62	424	151	65	57	366	146	59	60
DQO _{susp} (mg/L)	474	124	28	77	489	126	38	70	439	143	58	59
DBO _{5,bruta} (mg/L)	370	73	28	62	-	-	-	-	-	-	-	-
Fosfato Total (mg/L) **	21,5	13,4	11,0	18	20,2	15,7	14,2	9	17,8	17,6	16,3	7
Fosfato _{filtr} (mg/L)	18,2	11,8	9,7	18	16,5	15,1	12,4	18	13,9	15,2	14,3	7
Fosfato _{susp} (mg/L)	3,3	1,6	1,3	19	3,7	0,6	1,8	-200	3,9	2,4	2,0	17
Cor aparente (uC) **	1330	460	242	47	1350	537	282	48	1203	502	350	30
NTK (mg/L)	34,7	34,1	25,5	25	-	-	-	-	-	-	-	-
Sulfetos (mg/L)	0,88	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-
ST (mg/L)	614	310	212	32	582	310	174	44	486	358	280	22
SF (mg/L)	206	110	80	27	226	132	68	49	190	141	136	4
SV (mg/L)	408	200	132	34	356	178	106	40	296	217	144	34
SST (mg/L)	188	68	21	69	175	75	34	55	168	73	32	34
SSF (mg/L)	24	21	1	96	19	16	3	81	13	20	2	90
SSV (mg/L)	165	47	20	57	156	60	31	48	155	53	30	43
Col. Totais (NMP/100 mL)	2 . 10 ⁸	2 . 10 ⁷	1 . 10 ⁷	57	-	-	-	-	-	-	-	-
Col. Fecais (NMP/100 mL)	2 . 10 ⁷	6 . 10 ⁶	3 . 10 ⁶	52	-	-	-	-	-	-	-	-
Zn (mg/L)	0,12	0,12	ND	> 92	-	-	-	-	-	-	-	-
Fe (mg/L)	ND	3,84	0,72	81	-	-	-	-	-	-	-	-
Cu (mg/L)	ND	0,08	ND	> 75	-	-	-	-	-	-	-	-
Pb (mg/L)	ND	ND	0,04	50	-	-	-	-	-	-	-	-
Cd (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-
Mn (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-
Cr (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-
Ni (mg/L)	ND	ND	ND		-	-	-	-	-	-	-	-

(-) Caracterização não realizada (ND) Não detectado (**) Valores médios entre os três resultados obtidos em cada ensaio. Os valores negativos indicam, percentualmente, o aumento na concentração do efluente final em relação à concentração do efluente do UASB.

5.5 EFICIÊNCIA DA CÂMARA DE SATURAÇÃO

Nessa fase, foram realizados ensaios visando a determinação da eficiência de dissolução do ar na água da câmara de saturação. A pressão no interior da câmara de saturação foi mantida constante e igual a 550 kPa. Os parâmetros variados foram temperatura e taxa de aplicação superficial da câmara de saturação (TAS_{cs}). A variação da temperatura não foi controlada pois dependia simplesmente das condições ambientes durante os ensaios. Ainda assim, a variação de temperatura não foi considerável, oscilando entre 27 ± 2 °C. A variação da TAS_{cs} foi proporcional às vazões de recirculação utilizadas nos ensaios, de forma que os valores ensaiados foram bastante reduzidos ($28,3 \leq TAS_{cs} \leq 72,8$ m³/m²/d) em comparação aos comumente empregados ($TAS_{cs} \geq 600$ m³/m²/d).

Essa fase de ensaios foi imprescindível pois a quantidade de ar fornecida ao processo depende da fração de recirculação, da pressão de saturação e da eficiência de dissolução do ar na água da câmara de saturação.

Na TABELA 5.18 são apresentados os resultados dos ensaios realizados com o objetivo de determinar a eficiência da câmara de saturação utilizada neste trabalho. A eficiência da câmara de saturação variou entre 63 e 70%, alcançando valores de saturação (em peso) do ar na água entre 71,55 e 79,57 mg/L, na pressão de 550 kPa. Tendo em vista o tipo de câmara utilizada, a qual não apresentava recheio em seu interior, já era prevista eficiência semelhante àquela determinada. Os resultados obtidos são compatíveis com os valores encontrados na literatura (REES, 1980). O autor do presente trabalho, durante a montagem da instalação piloto de flotação, optou por não introduzir recheio devido ao alerta de ZABEL (1982) quanto a possível desvantagem do uso de recheio: o risco de entupimento devido ao crescimento biológico. Entretanto, ZABEL (1982) relata que até aquele momento não havia sido observada nenhuma situação semelhante.

Caso tivesse sido utilizada câmara de saturação com recheio em seu interior, os valores de quantidade de ar fornecida ao processo considerados mais apropriados durante os ensaios na instalação piloto de FAD seriam alcançados mediante emprego de frações de recirculação significativamente menores. REALI & CAMPOS (1992), utilizando câmara de saturação com recheio de baixo custo, composto por anéis de PVC (DN 30 mm), observaram capacidade de saturação do ar na água de 96% em comparação àquela proposta por ZABEL (1982). A partir desses valores, o autor desse presente trabalho estima que, para obtenção de 29,5 g de ar por m³ de água, em pressão de 550 kPa, seria necessário o emprego de fração de recirculação (R) de aproximadamente 25%, caso a câmara de saturação contivesse recheio. Para fornecimento de 29,5 g de ar por m³ de água, a partir da câmara de saturação sem recheio utilizada no presente trabalho, foi necessário o emprego de R de 40%.

O emprego de R de 25% e de pressão de 550 kPa em câmara de saturação com recheio talvez proporcionasse resultados ainda melhores do que aqueles encontrados no presente trabalho (para R de 40%) pois, a medida que a saturação do ar na água aumenta, ocorre a diminuição da distância média entre as microbolhas durante a despressurização da água, favorecendo a taxa de colisões entre as microbolhas e os flocos presentes na zona de contato do flotador, com conseqüente ganho de desempenho do processo.

TABELA 5.18– Resultados dos ensaios com a câmara de saturação. Fonte: Apêndice 2, tabela 1.

Data	Hora	Temp. ar (° C)	Temp. água (° C)	Pressão de vapor (mmHg)	Vazão de recirculação (L/h)	TAS na câmara de saturação (m³/m²/d)	Pressão Câmara de Saturação (kPa)	Pressão Atmosférica (mmHg)	Saturação em volume nas Condições Ambientais (mL/L)	Saturação em peso (Sp) (mg/L)	Eficiência Câmara de Saturação (%)
06/11/97	09:40	25,5	25,2	24,04	381	72,8	550	658,0	73,34	73,64	64,9
06/11/97	10:20	26,0	25,4	25,21	381	72,8	550	658,0	73,81	73,93	65,1
06/11/97	11:00	26,8	25,4	24,33	307	58,6	550	658,0	74,85	75,07	66,1
06/11/97	11:30	28,0	25,5	24,48	307	58,6	550	658,0	74,22	74,39	65,5
06/11/97	12:00	29,0	25,7	24,77	254	48,5	550	657,5	76,62	76,65	67,5
06/11/97	12:30	29,8	25,8	24,92	254	48,5	550	657,5	76,28	76,27	67,2
06/11/97	13:00	30,5	26,0	25,21	222	42,4	550	657,0	76,66	76,50	67,4
06/11/97	13:30	30,8	26,1	25,36	222	42,4	550	657,0	77,27	77,07	67,9
06/11/97	14:10	31,3	26,2	25,51	205	39,2	550	657,0	77,62	77,37	68,2
06/11/97	14:40	31,8	26,4	25,81	205	39,2	550	656,5	78,26	77,86	68,6
06/11/97	15:20	32,1	26,4	25,81	148	28,3	550	656,5	77,70	77,30	68,1
06/11/97	15:50	32,3	26,5	25,97	148	28,3	550	656,5	77,35	76,91	67,8
14/11/97	10:20	27,0	28,8	29,70	254	48,5	550	654,0	74,29	72,58	63,9
14/11/97	12:00	29,5	29,2	30,40	205	39,2	550	654,0	73,42	71,55	63,0
14/11/97	14:00	31,5	29,2	30,40	148	28,3	550	653,5	77,42	75,39	66,4
20/11/97	09:20	23,0	25,7	24,77	254	48,5	550	654,5	75,11	74,78	65,9
20/11/97	11:15	26,5	27,0	26,74	205	39,2	550	654,5	80,52	79,57	70,1
20/11/97	13:00	29,0	27,6	27,70	148	28,3	550	654,5	75,05	73,91	65,1

5.6 RESULTADOS DA CARACTERIZAÇÃO FÍSICO-QUÍMICA SIMPLIFICADA DO ESGOTO BRUTO E DO EFLUENTE DO REATOR UASB AO LONGO DE 24 HORAS

Os resultados ora apresentados provêm de trabalho realizado em parceria com os eng. sanitaristas José Almir Rodrigues Pereira e Neyson Martins Mendonça, respectivamente, alunos do Programa de Doutorado e de Mestrado do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC-USP. Na FIGURA 5.26 é apresentado o perfil de variação relativa da vazão de esgoto sanitário ao longo de 24 h, enquanto na FIGURA 5.27 são apresentados os perfis de concentração de fosfato total, de DQO não filtrada e de sólidos suspensos totais observados no esgoto sanitário e no efluente do reator UASB, coletados entre as 18 h do dia 30 de setembro às 6 h do dia 1º de outubro de 1997 e das 6 h às 18 h do dia 6 de outubro de 1997. Os resultados relativos à altura da lâmina de esgoto na tubulação, DQO não filtrada, pH, alcalinidade, temperatura, sólidos totais, sólidos fixos, sólidos voláteis, sólidos suspensos fixos e sólidos suspensos voláteis estão apresentados em forma de tabelas no Apêndice 2 (Tabelas 2 e 3).

A FIGURA 5.26 apresenta a curva de variação relativa da vazão de esgoto sanitário ao longo do período estudado. A curva foi construída a partir dos valores de altura da lâmina de esgoto na tubulação e do emprego da fórmula de Manning. Não foi possível apresentar valores absolutos de vazão pois a declividade da tubulação não era conhecida pelo órgão público responsável e, em função da profundidade da tubulação (2 m), não foi possível determinar topograficamente a sua declividade. A vazão escolhida como referência (100%) foi aquela observada às 8 h do dia 06/10/97. A menor vazão relativa do período (3%) foi observada às 5 h do dia 01/10/97. Foram registradas as maiores vazões relativas ao amanhecer (8 h) e ao entardecer (18 h), com valores de 100 e 131%, respectivamente.

Como mostrado na FIGURA 5.27, os valores de DQO observados no esgoto sanitário situaram-se acima de 1000 mg/L das 7 h às 16 h, no dia 06/10/97, atingindo concentração máxima às 8 h (1724 mg/L). Em 30/09/97, a partir das 18 h, a concentração de DQO decresceu gradativamente de 560 mg/L até 73 mg/L, às 5 h do dia 01/10/97. Foram observadas concentrações de fosfato total acima de 15 mg/L em todas as amostras de esgoto sanitário coletadas no período compreendido entre as 6 h e as 18 h do dia 06/10/97 (período diurno). As maiores concentrações foram verificadas às 9 h (31,44 mg/L) e ao meio-dia (30,73 mg/L). No período noturno (das 18 h às 6 h), os valores variaram entre 3,73 mg/L, às 4 h, e 11,50 mg/L de fosfato, às 19 h. Com relação a SST, somente entre as 8 h e as 10 h de 06/10/97 foi verificada concentração superior a 300 mg/L. Nos demais horários, a concentração variou entre 26 mg/L (01/10/97, às 5 h) e 246 mg/L (30/09/97, às 19 h), com valor médio de 122 mg/L.

O efluente do reator UASB apresentou menores variações nas concentrações de DQO, se comparadas às concentrações de DQO observadas no esgoto sanitário. Ainda assim, houve significativa variação de DQO do efluente, com valor mínimo de 136 mg/L (em 01/10/97, às 6 h) e máximo de 562 mg/L (em 06/10/97, às 16 h). Os valores de concentração de fosfato total no efluente do reator UASB também apresentaram variabilidade menor do que aquela observada no esgoto sanitário. Grosso modo, no período diurno, a concentração elevou-se gradativamente de 8 a 20 mg/L de fosfato, com o decorrer das horas. Em contrapartida, no período noturno, os valores decresceram gradativamente de 15 a 8 mg/L. As concentrações de SST no efluente do reator UASB mantiveram-se entre 30 e 60 mg/L no período da 1 h às 6h, em 01/10/97, com exceção do pico observado às 4 h (98 mg/L), e das 6 h às 11 h, em 06/10/97. Das 13 h às 18 h, em 06/10/97, e das 18 h às 24 h, em 30/09/97, a faixa de valores de SST variou entre 60 e 90 mg/L, exceto às 20 h (109 mg/L).

Comparando os resultados observados no esgoto sanitário de um bairro de São Carlos com os dados fornecidos por METCALF & EDDY (1991), na TABELA 5.19, pode-se concluir que o esgoto sanitário caracterizado é bastante concentrado (forte). Apesar de somente um perfil diário ter sido caracterizado nesse estudo, os valores correspondem à conclusão de OLIVA (1997). A referida autora caracterizou o esgoto sanitário desse mesmo bairro, com amostras coletadas no mesmo ponto utilizado nesse presente trabalho e observou que o esgoto era bastante concentrado. Foram observadas fortes variações horárias, diárias e semanais da sua qualidade, muito além das esperadas.

Com a finalidade de fornecer informações adicionais a respeito das variações das características do esgoto sanitário e do efluente do reator UASB, apresenta-se na TABELA 5.20 dados referentes às determinações físico-químicas (DQO, fosfato total e SST) observadas em amostras coletadas em diferentes datas e horários, durante as diversas fases do presente trabalho. Conforme pode ser observado na referida tabela, no esgoto sanitário, a concentração de DQO variou entre 714 mg/L (11/11/97, às 12:00) e 1087 mg/L (14/11/97, às 15:00), enquanto a de fosfato total oscilou entre 6,0 mg/L (08/07/97, às 9:00) e 29,5 mg/L (27/05/97, às 9:00). Com relação a concentração de SST no esgoto sanitário, foram observados valores entre 154 mg/L (11/11/97, às 12:00) e 315 mg/L (01/07/97, às 9:00). As concentrações de DQO no efluente do reator UASB situaram-se entre 133 mg/L (27/05/97, às 9:00) e 382 mg/L (07/11/97, às 13:00), enquanto as de fosfato total variaram entre 4,8 mg/L (08/07/97, às 9:00) e 20,9 mg/L (07/11/97, às 13:00). As concentrações de SST variaram entre 48 mg/L (24/06/97, às 9:00) e 102 mg/L (20/05/97, às 9:00) no efluente do reator UASB.

Portanto, de maneira geral, verifica-se que, apesar das grandes variações observadas no esgoto bruto utilizado na pesquisa, o reator UASB proporcionou efluente com menores variações de sua características. Tal comportamento do reator UASB propicia maior facilidade operacional durante o subseqüente tratamento físico-químico por flotação.

TABELA 5.19 – Concentrações típicas de fosfato total, de demanda química de oxigênio e de sólidos suspensos totais presentes nos esgotos sanitários. Fonte: METCALF & EDDY (1991).

Parâmetros	Esgoto sanitário		
	Fraco	Médio	Forte
Fosfato total (mg/L)	4	8	15
DQO (mg/L)	250	500	1000
SST (mg/L)	100	220	350

TABELA 5.20 - Concentrações de fosfato total, de demanda química de oxigênio e de sólidos suspensos totais presentes nas amostras coletadas de esgoto sanitário e de efluente do reator UASB durante os ensaios de laboratório (flotatestes) e os ensaios com a Instalação Piloto de Flotação. Fonte: Apêndice 1, Tabelas 1 a 20.

Hora do dia	Esgoto Sanitário			Efluente do UASB		
	Fosfato total (mg/L)	DQO (mg/L)	SST (mg/L)	Fosfato total (mg/L)	DQO (mg/L)	SST (mg/L)
9:00 *	6,0 ~ 29,5	718 ~ 946	171 ~ 315	4,8 ~ 14,5	133 ~ 285	48 ~ 102
10:00 a 12:00 **	17,5 ~ 23,2	714 ~ 1070	154 ~ 239	13,4 ~ 20,1	258 ~ 370	68 ~ 102
12:00 a 14:00 **	14,9 ~ 21,4	714 ~ 1087	154 ~ 200	15,6 ~ 20,9	273 ~ 382	73 ~ 101

(*) Ensaios em laboratório com flotatestes, no período de 13/05/97 a 08/07/97.

(**) Ensaios com a Instalação Piloto, no período de 07/11/97 a 20/11/97.

FIGURA 5.26 – Variações relativas de vazão de esgoto sanitário ao longo de 24 horas, adotando a vazão das 8:00 como base (100%), observadas durante a caracterização físico-química simplificada do esgoto sanitário e do efluente do reator UASB, nos dias 30/09, 01/10 e 06/10/97. Fonte: Apêndice 2, Tabelas 2 e 3.

FIGURA 5.27– Concentrações de fosfato total, de demanda química de oxigênio (DQO) e de sólidos suspensos totais (SST) observadas durante a caracterização físico-química simplificada do esgoto sanitário e do efluente do reator UASB, nos dias 30/09, 01/10 e 06/10/97. Fonte: Apêndice 2, Tabelas 2 e 3.

6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Com base nos resultados obtidos durante a realização dos ensaios em escala de laboratório do presente trabalho, discutidos no capítulo anterior, é possível concluir que:

- Os resultados demonstraram que o sistema envolvendo o emprego de reatores anaeróbios seguidos de sistema de flotação por ar dissolvido constitui alternativa bastante atraente, capaz de promover elevado grau de tratamento de esgotos sanitários;
- Adotando tempo de floculação de 20 min, gradiente médio de velocidade de floculação de 60 s^{-1} , quantidade de ar fornecida de 19 g/m^3 de efluente e velocidade de flotação de 10 cm/min, a adição de diferentes dosagens de coagulante resultou em diferentes remoções de carga orgânica, de fosfato total, de sólidos suspensos, de turbidez e de cor aparente e em ausência de sulfetos:
 - para 30 mg/L de cloreto férrico e pH em torno de 7,5, foram observadas remoções de 85% de Demanda Química de Oxigênio, de 78% de fosfato total, de 89% de sólidos suspensos, de 89% de turbidez e de 86% de cor aparente;
 - para obtenção de eficiências de remoção de fosfato total superiores a 90%, foi necessária a adição de 45 mg/L de cloreto férrico e pH em torno de 5,8;
 - eficiências de remoção de fosfato total superiores a 95% foram observadas quando da adição de 65 mg/L de cloreto férrico e pH em torno de 5,3. Para essas condições, também foram verificadas remoções de até 91% de Demanda Química de Oxigênio, de até 95% de sólidos suspensos, de 97% de turbidez e de até 92% de cor aparente;
 - para dosagem de 1 mg/L de polímero catiônico e pH em torno de 7,0, foram observadas remoções de 63% de Demanda Química de Oxigênio, de 61% de fosfato total, de 56% de turbidez e de 53% de cor aparente e
 - para dosagem de 7 mg/L de polímero catiônico e pH em torno de 6,9, foram observadas remoções de 72% de Demanda Química de Oxigênio,

de 60% de fosfato total, de 77% de sólidos suspensos, de 82% de turbidez e de 72% de cor aparente;

- Com dosagem de cloreto férrico de 65 mg/L, quantidade de ar fornecida de 19 g/m³ de efluente e velocidade de flotação de 10 cm/min:
 - a adoção de 15 minutos de tempo de floculação e de 80 s⁻¹ de gradiente médio de velocidade de floculação resultou em elevadas remoções de Demanda Química de Oxigênio (89%), de fosfato total (96%), de sólidos suspensos (96%), de turbidez (98%) e de cor aparente (92%) e em ausência de sulfetos e
 - para 15 e 25 minutos de tempo de floculação, valores de gradiente médio de velocidade de floculação entre 80 e 100 s⁻¹ influenciaram positivamente a cinética de remoção de fosfato total, alcançando eficiências entre 95% e 96%;
- Para dosagem de polímero catiônico de 7 mg/L, quantidade de ar fornecida de 19 g/m³ de efluente e tempo de floculação de 15 e de 25 minutos:
 - os valores de gradiente médio de velocidade de floculação testados (entre 30 e 100 s⁻¹) não interferiram significativamente na remoção de Demanda Química de Oxigênio (72 ± 2%), de fosfato total (43 ± 4%), de turbidez (80 ± 2%) e de cor aparente (69 ± 3%), para velocidade de flotação de 10 cm/min;
 - Da mesma forma, o aumento da velocidade de flotação de 5 cm/min para 25,2 cm/min implicou em pequena redução da eficiência de remoção de turbidez (em torno de 2%) para os diferentes valores de gradiente médio de velocidade de floculação testados;
- Para dosagem de polímero catiônico de 7 mg/L, tempo de floculação de 15 minutos e gradiente médio de velocidade de floculação de 30 s⁻¹:
 - os valores de quantidade de ar fornecido testados (entre 4 e 24 g de ar/m³ de efluente) não interferiram significativamente na remoção de Demanda Química de Oxigênio (68 ± 4%), de turbidez (71 ± 3%) e de cor aparente (74 ± 2%), para velocidade de flotação de 10 cm/min;
 - Da mesma forma, o aumento da velocidade de flotação de 5 cm/min para 25,2 cm/min implicou em pequena redução da eficiência de remoção de turbidez

(em torno de 1%) para os diferentes valores de quantidade de ar fornecido testados;

- Contemplando apenas a eficiência do sistema de flotação em escala de laboratório, foram obtidos excelentes resultados de remoção de DQO (89,1%, com residual de 28 mg/L), de fosfato total (95,8%, com residual de 0,61 mg/L), de SST (96,1%, com residual de 4 mg/L), de turbidez (98,0%, com residual de 1,92 uT), de cor aparente (91,7%, com residual de 41 uC) e de sulfetos (não detectado no efluente final), com aplicação de 65 mg/L de cloreto férrico, floculação de 15 min com gradiente médio de velocidade de 80 s^{-1} e 19 g de ar por m^3 de efluente. Também foram observadas remoções de NTK (30,9%, com residual de 24,9 mg/L);
- Considerando o sistema reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) seguido de sistema de flotação (flotateste), foram obtidos excelentes resultados de remoção de DQO (97,7%), de fosfato total (98,0%), de SST (98,9%), de turbidez (99,5%), de cor aparente (97,8%) e de NTK (59,0%). Não foi observada a presença de sulfetos no efluente final;

Com base nos resultados obtidos durante a realização dos ensaios em instalação piloto de flotação utilizada no presente trabalho, discutidos no capítulo anterior, é possível concluir que:

- Apesar da não otimização dos parâmetros de seu projeto e de sua operação, a instalação piloto de flotação (FAD), tratando efluente do reator UASB, com aplicação de 65 mg/L de cloreto férrico, 25 min de floculação e 29,5 g de ar por m^3 de efluente, apresentou significativas remoções de carga orgânica (no sistema UASB e FAD, remoção de 93,6% de DQO, com residual de 59 mg/L) e de sólidos suspensos totais (no sistema UASB e FAD, remoção de 87,1% de SST, com residual de 23 mg/L). Devido a não otimização da instalação piloto de flotação, a remoção de fosfato total (no sistema UASB e FAD, remoção de 60% de fosfato total, com residual de 9,1 mg/L) foi sensivelmente inferior a obtida em unidade de laboratório.

As recomendações sugeridas para estudos posteriores e já incorporadas em projeto de pesquisa a ser desenvolvido em nível de doutoramento pelo presente autor são:

- Prevendo utilização da referida instalação piloto de flotação, adequar as dimensões da unidade de mistura rápida, da câmara de saturação e da zona de contato à vazão afluyente disponível para tratamento,
- Empregar câmara de saturação com recheio em seu interior, com vistas à redução dos custos de energia elétrica e ao aumento do desempenho do sistema, e melhorar a configuração de entrada e de mistura da vazão de recirculação. Quanto ao possível crescimento biológico na superfície do recheio, recomenda-se que em unidades de flotação em escala real seja adotada câmara de saturação sobressalente, utilizada durante possíveis operações de limpeza do interior da câmara de saturação em operação, e/ou aplicação de agente químico (cloro, por exemplo) na câmara de saturação em dosagens suficientes apenas para inibição do crescimento biológico exagerado na superfície do recheio.
- Otimizar os parâmetros de operação (dosagem de coagulante, pH de coagulação, tempo e gradiente médio de velocidade de mistura rápida, tempo e gradiente médio de velocidade de floculação, quantidade de ar fornecido e taxa de aplicação superficial) da instalação piloto de flotação, adequando-os às variações horárias das características físico-químicas do efluente do reator anaeróbio.
- Estudar, inicialmente em escala de laboratório e posteriormente na instalação piloto, a associação do cloreto férrico, como coagulante primário, com diferentes polímeros sintéticos e naturais, como auxiliares de floculação.
- Investigar a influência da recirculação de parcela do lodo flotado para unidade de mistura rápida no desempenho da instalação piloto de flotação e na possível redução de dosagem de coagulante requerida.
- Recircular parcela do lodo flotado para unidade de tratamento anaeróbio, visando investigar a influência desse procedimento no desempenho do reator anaeróbio tratando esgoto sanitário.

7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABOU-ELELA, S.I.; ASHMAWY, A.; ALY, H.I. & AHMED, H.M. (1995). High rate settler in biological system for oil and soap wastewater treatment. *Water Science and Technology*, v.32, n.11, p.39-44.
- AMIRTHARAJAH, A. (1989). Velocity gradients in rapid mix units. *Anais do Seminário Nacional sobre Coagulação e Filtração Direta*. São Carlos, Brasil.
- AMIRTHARAJAH, A. & MILLS, K.M. (1982). Rapid-mix design for mechanisms of alum coagulation. *Journal AWWA - Research and Technology*, v.74, n.4, p.210-216, april.
- ANTE, A.; BESCHE, H.U. & VOSS, H. (1994). A mathematical model for enhanced biological phosphorus removal. *Water Science and Technology*, v.30, n.2, p.193-203.
- ARSOV, R.; RIBAROVA, I.; TOPALOVA, Y. & MIHAILOV, G. (1995). On the nitrification-denitrification biological excess phosphorus removal processes. *Water Science and Technology*, v.32, n.7, p.95-102.
- AWWA-APHA & WPCF (1992). Standard methods for the examination of water and wastewater. A.E. GREENBERG; L.S. CLEESCERI & L.G. ANDREW; 18^a ed., New York, USA.
- BERNARD, C.; HERVIOU, P. & POIJOL, T. (1995). Stormwater treatment by dissolved air flotation: first results from a pilot project. *Water Science and Technology*, vol. 32, n° 1, pp. 137-143.
- BLISS, P.J.; OSTARCEVIC, E.R. & POTTER, A.A. (1994). Process optimisation for simultaneous biological nitrification and chemical phosphorus removal. *Water Science and Technology*, v.29, n.12, p.107-15.
- BRAGA, G.A. (1998). *Emprego da flotação por ar dissolvido no pré-tratamento de efluentes líquidos de indústria cítrica visando aproveitamento dos sólidos flotados na fabricação de ração animal*. São Carlos. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. /no prelo/
- BRATBY, J.R. (1982). Treatment of Raw Wastewater Overflows by Dissolved Air Flotation. *Journal WPCF*, v.54, n.12, p.1558-65, Dec.
- BROUZES, R.J.P. (1976). The use of lime in the treatment of municipal wastewaters. In: *Research Program for the Abatement of Municipal Pollution Within the Provisions of the Canada-Ontario Agreement on Grey Lakes Water Quality*. Ministry of the Environment, Ottawa.
- CÁCERES, L. & CONTRERAS, R. (1995). Municipal Wastewater Treatment by Lime/Ferrous Sulfate and Dissolved Air Flotation. *Water Science and Technology*, v. 31, n° 3-4, p. 285-294.
- CAMPOS, J. R.; REALI, M.A.P.; DOMBROSKI, S.A.G.; MARCHETTO, M. & LIMA, M.R.A. (1996). Tratamento Físico-Químico por Flotação de Efluentes de Reatores Anaeróbios. *XXV Congreso Interamericano Ingeniería Sanitaria y Ambiental*, México.

- CAMPOS, J.R. & REALI, M.A.P. (1985). Emprego da Flotação por Ar Dissolvido no Tratamento de Águas para Abastecimento - *Parte I. Revista DAE*, v. 45, n° 142, setembro.
- CARUCCI, A.; LINDREA, K.; MAJONE, M. & RAMADORI, R. (1995). Dynamics of the anaerobic utilization of organic substrates in a anaerobic/aerobic sequencing batch reactor. *Water Science and Technology*, v.31, n.2, p.35-43.
- COELHO, E.R.C.; REALI, M.A.P.; CAMPOS, J.R. (1991). Emprego da flotação por ar dissolvido na clarificação de águas para abastecimento: Influência da taxa de aplicação superficial. *16° Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental* - Goiânia, set. 1991. Anais. Rio de Janeiro. ABED, 1991 - v.2 - T.2, p.215-31.
- COLETTI, F.J.; POVINELLI, J.; DANIEL, L.A. (1997). Pós-tratamento por lodos ativados de efluentes provenientes de processos anaeróbios de tratamento de esgoto sanitário. In: *19° CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL*. Foz do Iguaçu-PR, Anais. CD, p.560-70, Tema I.
- DENTEL, S.K.; RESTA, J.J.; SHETTY, P.V. & BOBER, T.A. (1988). Selecting coagulant, filtration and sludge-conditioning aids. *Journal AWWA - Research and Technology*, p.72-84, Jan.
- DENTEL, S.K. & GOSSET, J.M. (1988). Mechanisms of coagulation with aluminum salts. *Journal AWWA - Research and Technology*, p.187-98, april.
- DI BERNARDO, L. (1993). *Método e Técnicas de Tratamento de Água (Vol. I)*. Rio de Janeiro, ABES.
- DOMBROSKI, S.A.G. (1996). *Influência da floculação na eficiência de flotação por ar dissolvido aplicada ao tratamento de água de abastecimento*. São Carlos. 195 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- DRAAIJER, H.; MAAS, J.A.W.; SCHAAPMAN, J.E. & KHAN, A. (1991). Performance of the 5 mld UASB reactor for sewage treatment at Kanpur, India. In: *SIXTH INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION*, São Paulo, Brazil. *Paper Preprints*, p. 115-124, May.
- DROSTE, R.L. (1997). *Theory and practice of water and wastewater treatment*. USA, John Wiley & Sons, Inc.
- EDZWALD, J.K. (1993). Algae, bubbles, coagulants and dissolved air flotation. *Water Science Technology*. V.27, n.10, p.67-81.
- EDZWALD, J.K.; WALSH, J.P.; KAMINSKY, G.S. & DUNN, H.J. (1992). Flocculation and air Requirements for Dissolved air flotation. Research and Technology. *Journal AWWA*, 84(3), p. 92-100, março.

- ESTEVEES, F.A. (1988). *Fundamentos de limnologia*. Rio de Janeiro, ed. Interciência Ltda. Cap.14, p.216-36: Fósforo.
- FERGUSON, J.F. & HORRES, R.L. (1979). Two steps precipitation of calcium phosphates. *Prog. Wat. Tech.*, suppl.1, p.157-70.
- FUOG, R.M.; GIBERSON, K.C. & LAWRENCE, R.L. (1995). Wastewater reclamation at Rancho Murieta, California; golf course irrigation with upgraded pond effluent meeting California's strictest requirements for wastewater reuse. *Water Science and Technology*, v.32, n.12, p.399-408.
- GHOSH, M.; AMIRTHARAJAH, A. & ADIN, A. (1994). Particle destabilization for tertiary treatment of municipal wastewater by filtration. *Water Science and Technology*, v.30, n.9, p.209-18.
- GNIRSS, R.; PETER-FRÖHLICH, A. & SCHIMIDT, V. (1996). Municipal wastewater treatment in Berlin with deep tanks and flotation for secondary clarification. *Water Science and Technology*, v.33, n.12, p.199-210.
- GOCHIN R.J. & SOLARI, J. (1983). The role of hydrophobicity in dissolved air flotation. *Water Research*, v.17, n.6, p.651-57, Jun.
- GRABOW, W.O.K.; GRABOW, N.A. & BURGER, J.S. (1969). The bactericidal effect of lime flocculation/flotation as a primary unit process in a multiple system for the advanced purification of sewage works effluent. *Water Research*, v.3, p. 943-53.
- GUJER, W. & ZEHNDER, A.J.B. (1983). Conversion process in anaerobic digestion. *Water Science and Technology*, v.15, p.127-67.
- GÜLDNER, C.; HEGEMANN, W.; PESCHEN, N. & SÖLTER, K. (1994). Use of lime for the upgrading of existing wastewater treatment systems. *Water Science and Technology*, v.29 n.12, p.279-82.
- GULYAS, H. & REICH, M. (1995). Organic compounds at different stages of a refinery wastewater treatment plant. *Water Science and Technology*, v.32, n.7, p.119-26.
- HAMILTON, J.D.; REINERT, K.H. & FREEMAN, M.B. (1994). Aquatic risk assessment of polymers. *Environ. Sci. Technol.*, v.28, n.4, p187-92.
- HEINRICH, D. (1995). Wastewater treatment in a company with advanced demands for water quality. *Water Science and Technology*, v.32, n.7, p.143-50.
- HEINZMANN, B. (1994). Coagulation and flocculation of stormwater from a separate sewer system - a new possibility for enhanced treatment. *Water Science and Technology*, v.29, n.12, p.267-78.
- INSTITUTO NACIONAL DE PROPRIEDADE INDUSTRIAL. Centro de documentação e informação tecnológica (1992). *Tratamento de águas residuárias por floculação ou precipitação*. Maio.

- IVES, K.J. (1984). Introduction. In : IVES, K.J. ed. *The scientific basis of flotation*. Proceedings of the NATO Advanced Science Institute on the Scientific Basis of Flotation, Cambridge, England, Jul, Martinus Nijhoff Publishers, The Hague, p.349-77.
- JANSSENS, J.G. (1992). Developments in coagulation, flocculation and dissolved air flotation. *Water*, p. 26-31, Jan.
- JENKINS, D. & HERMANOWICZ, S.W. (1991). 'Principles of chemical phosphate removal', in *Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater*, 2nd ed., R.I. Sedlak, ed., Chelsea, MI, Lewis Publishers.
- JIMENEZ, B. (1995). Wastewater Reuse to Increase Soil Productivity. *Water Science and Technology*, v. 32, n° 12, p. 173-80.
- JOHNSON, P.N. & AMIRTHARAJAH, A. (1983). Ferric chloride and alum as single and dual coagulants. *Journal AWWA - Research and Technology*, p.232-38, May.
- KAMINSKI, G.S.; DUNN, H.J. & EDZWALD, J.K. (1991). Comparison of dissolved air flotation to other high rate clarification methods. *Water Research for the New Decade Proceedings - AWWA Annual Conference*, p.345-65.
- KROFTA, M., MISKOVIC, D. & BURGESS, D. (1995). Primary-Secondary Flotation of Three Municipal Wastewaters: Pilot-Scale Study. *Water Science and Technology*, v. 31, n° 3-4, p. 295-298.
- LEFEBVRE, E.; LEGUBE, B. (1993). Coagulation-floculation par le chlorure ferrique de quelques acides organiques et phenols en solution aqueuse. *Water Research*, v.27, n.3, p.433-47.
- LEU, R.J. & GHOSH, M.M. (1988). Polyelectrolyte characteristics and flocculation. *Journal AWWA - Research and Technology*, p.159-67, April.
- LIMA, M.R.A. & REALI, M.A.P. (1997). Emprego da flotação por ar dissolvido no tratamento de águas residuárias de uma indústria de papel visando a recuperação de fibras. In: *Conferência da Water Environment Federation: Utilización de Aguas Regeneradas y Biosólidos*. De 6 a 9/04/97, Marbella, Málaga, Espanha. Anais, p.7-47 a 7-59.
- LUNDGREN, H. (1970). Recent advances in air flotation technology. *Tappi*, v.53, n.2, p.287-89, Feb.
- MALLEY, J.P. & EDZWALD, J.K. (1991a). Concepts for dissolved air flotation treatment of drinking waters. *Aqua*, v.40, n.1, p.7-17.
- MALLEY, J.P. & EDZWALD, J.K. (1991b). Laboratory comparison of DAF with conventional treatment. *Journal AWWA - Research and technology*, p.56-61, Sept.
- MARCHETTO, M. (1996). *Estudo de uma unidade de flotação por ar dissolvido com escoamento horizontal entre placas aplicada ao tratamento de água de abastecimento*.

- São Carlos. 179 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- MARTÍNEZ, J.; BORZACCONI, L.; MALLO, M.; GALISTEO, M. & VIÑAS, M. (1995). Treatment of slaughterhouse wastewater. *Water Science and Technology*, v.32, n.12, p.99-104.
- MENNELL, M.; MERRILL, D.T. & JORDEN R.M. (1974). Treatment of primary effluent by lime precipitation and dissolved air flotation. *Journal WPCF*, v.46, n.11 p.2471-85, Nov.
- MERGAERT, K.; VANDERHAEGEN, B. & VERSTRAETE, W. (1992). Applicability and trends of anaerobic pre-treatment of municipal wastewater. *Water Research*, v.26, n.8, p.1025-33.
- MESPLÉ, F.; TROUSSELLIER, M. & BONToux, J. (1995). Difficulties in modelling phosphate evolution in a high-rate algal pond. *Water Science and Technology*, v.31, n.12, p. 45-54.
- METCALF & EDDY (1991). *Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse*. McGraw-Hill, 3rd edition, 1334p.
- MOUCHET, P. (1983). Applications de la flotation dans le traitement des eaux. Développements de la flotation à air dissous. *Industrie Minérale - Les Techniques*, p.312-30, Juin.
- NESBITT, J.B. (1969). Phosphorus removal - the state of the art. *Journal WPCF*, v. 41, n.5, part I, p. 701-13, May.
- NICKOLS, D.; MOERSCHHELL, G.C. & BRODER, M.V. (1995). The first DAF water treatment plant in the United States. *Water Science and Technology*, v.31, n.3-4, p.239-46.
- NGO, H.H. & VIGNESWARAN, S. (1996). Application of downflow floating medium flocculator/prefilter (DFF) – coarse sand filter (CSF) in nutrient removal. *Water Science and Technology*, v.33, n.8, p.63-70.
- NURDOGAN, Y. & OSWALD, W.J. (1995). Enhanced nutrient removal in high-rate ponds. *Water Science and Technology*, v.31, n.12, p.33-43.
- ØDEGAARD, H. (1979a). Orthokinetic flocculation of phosphate precipitates in a multicompartiment reactor with non-ideal flow. *Prog. Wat. Tech.*, Supl. 1, p. 61-88, Pergamon Press.
- ØDEGAARD, H. (1979b). Chemical Floc Formation in Wastewater Treatment - An Introduction. *Prog. Wat. Tech.*, Supl. 1, p. 103-110, Pergamon Press.
- OLIVA, L.C.H.V. (1997). *Tratamento de esgotos sanitários com reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) protótipo: desempenho e respostas dinâmicas às sobrecargas*

- hidráulicas*. São Carlos. 218 p. Tese (doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- PARHAD, N.M. & RAO, N.U. (1974). Effect of pH on survival of *Escherichia coli*. *Journal WPCF*, v.46, n.5, p.980-86, May.
- PEREIRA, J.A.R. (1991). *Avaliação da eficiência do processo físico-químico com cal no tratamento de águas residuárias domésticas*. Campina Grande. 99p. Dissertação (mestrado) - Centro de Ciência e Tecnologia, Universidade Federal da Paraíba.
- POLTORAK, Y.G. (1989). Optimization of dissolution of synthetic polymer flocculants. *Koks i Khimiya*, n.7, p.13-15.
- PRIHA, M. (1994). Bioavailability of pulp and paper mill effluent phosphorus. *Water Science and Technology*, v.29, n.5-6, p.93-103.
- REALI, M.A.P. (1991). *Concepção e Avaliação de um Sistema Compacto para Tratamento de Águas de Abastecimento Utilizando o Processo de Flotação por Ar Dissolvido e Filtração com Taxa Declinante*. Tese (Doutorado). Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo.
- REALI, M.A.P. (1994). Proposição de um Modelo Teórico para o Processo de Flotação por Ar Dissolvido. *XXIV Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*, de 30/10 a 04/11/1994, Buenos Aires, Argentina. Anais magnéticos, Buenos Aires: AIDIS.
- REALI, M.A.P. & CAMPOS, J.R. (1984). Emprego da Flotação por Ar Dissolvido no Tratamento de Águas para Abastecimento. *XIX Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria e Ambiental* - Santiago, Chile, 11 a 16 de nov. de 1984. Anais.
- REALI, M.A.P. & CAMPOS, J.R. (1992). Projeto de Câmaras de Saturação de Sistemas de Flotação por Ar Dissolvido com Recheio de Anéis de PVC. *XVII Congreso Interamericano de Ingeniería Ambiental e Sanitaria*, La Habana, Cuba. 22-28 de novembro de 1992. Anais, Havana-Cuba, vol. II, parte 1, p. 283-296.
- REALI, M.A.P. & CAMPOS, J.R. (1993). 'Proposição e Avaliação de um Sistema Compacto para Tratamento de Água Utilizando o Processo de Flotação por Ar Dissolvido e Filtração com Taxa Declinante'. *17º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitaria e Ambiental*, 19 a 23 de setembro de 1993, Natal - RN. Anais, Rio de Janeiro: ABES, 1993-v.2 - T.II, p. 243-264.
- REALI, M.A.P. & CAMPOS, J.R. (1995). Optimization of Colour Removal using a Batch Flotation Test. *World-Wide Symposium: Pollution in Large Cities - Science and Technology for Planning Environmental Quality*. OMS/OPS, Venice/Pádua, Itália, 22-25 de fev. de 1995. Proceedings: 2nd SIBESA - ABES/ANDIS, 1995, p. 199-210.
- REALI, M.A.P. & BRAGA, G.A. (1995). Emprego da Flotação por Ar Dissolvido no Tratamento de Efluentes da Indústria Cítrica. *18º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitaria e Ambiental*, 17 a 21 de setembro de 1995, Salvador - BA. Anais Magnéticos, Rio de Janeiro: ABES, 1995.

- REALI, M.A.P. & DOMBROSKI, S.A.G (1996). Influência da Floculação sobre a Flotação por Ar Dissolvido. *XXV Congreso Interamericano de Ingenieria Sanitária y Ambiental - AIDIS 96*, 03 a 08 de novembro de 1996, Cidade do México, México. Anais Magnéticos, Cidade do México: AIDIS, 1996.
- REALI, M.A.P. & GIANOTTI, E.P. (1993). Remoção de Algas por Flotação: Testes de Laboratório. *17º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, 19 a 23 de setembro de 1993, Natal - RN. Anais, Rio de Janeiro: ABES, 1993 - v.2 - T.II, p. 229-242.
- REALI, M.A.P. & MARCHETTO, M. (1996). Unidade de Flotação por Ar Dissolvido Com Escoamento Horizontal Entre Placas Aplicada ao Tratamento de Água. *XXV Congreso Interamericano de Ingenieria Sanitária y Ambiental - AIDIS 96*, 03 a 08 de novembro de 1996, Cidade do México, México. Anais Magnéticos, Cidade do México: AIDIS, 1996.
- REALI, M.A.P. & SANTOS, S.P. (1996). Flotação por Ar Dissolvido em Escala Piloto Com Escoamento Vertical Entre Placas para Remoção de Algas em Águas de Abastecimento. *XXV Congreso Interamericano de Ingenieria Sanitária y Ambiental - AIDIS 96*, 03 a 08 de novembro de 1996, Cidade do México, México. Anais Magnéticos, Cidade do México: AIDIS, 1996.
- REES, A.J.; RODMAN, D.J. & ZABEL, T.F. (1980). Evaluation of dissolved air flotation saturator performance. *WRC Technical Report TR-143, Water Research Centre Medmenham*.
- RÖSKE, I. & SCHÖNBORN, C. (1994). Interactions between chemical and advanced phosphorus elimination. *Water Research*, v.28, n.5, p.1103-09.
- SANTOS, S.P. (1997). *Estudo de uma unidade de flotação por ar dissolvido com escoamento vertical entre placas, aplicada à remoção de algas em águas de abastecimento*. São Carlos. 111 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- SCHELLINKHOUT, A. & COLLAZOS, C.J. (1991). Full scale application of the UASB technology for the sewage treatment. In: *SIXTH INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION*, São Paulo, Brazil. *Paper Preprints*, p. 145-152, May.
- SCHMID, L.A. & McKINNEY, R.E. (1969). Phosphate removal by a lime-biological treatment scheme. *Journal WPCF*, v.41, n.7, p.1259-75.
- SCHNEIDER, I.A.H.; MANERA NETO, V.; SOARES, A.; RECH, R.L. & RUBIO, J. (1995). Primary treatment of a soybean protein bearing effluent by dissolved air flotation and by sedimentation. *Water Science and Technology*, v.29, n.1, p.69-75.
- 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*. São Carlos. 258 p. Tese (doutorado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

- SPEECE, R.E. (1996). *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters*. Vanderbilt, 1st edition, 394p.
- STAMBERG, J.B.; BISHOP, D.F.; WARNER, H.P. & GRIGGS, S.H. (1970). Lime precipitation in municipal wastewaters. *Water - Chemical Engineering Progress Symposium Series*, v.67, n.107, p.310-20.
- SURAMPALLI, R.Y.; BANERJI, S.K.; PYCHA, C.J. & LOPEZ, E.R. (1995). Phosphorus removal in ponds. *Water Science and Technology*, v.31, n.12, p.331-39.
- SWITZENBAUM, M.S. & GRADY, C.P.L. (1986). Anaerobic treatment of domestic wastewater. *Journal WPCF*, v.58, n.2, p.102-106.
- TAYLOR, H.D.; GAMBRILL, M.P.; MARA, D.D. & SILVA S.A. (1994). Upgrading a low-cost physicochemical wastewater treatment plant to solve operational problems. *Water Science and Technology*, v.29, n.12, p.247-54.
- UPTON, J.; HAYES, E. & CHURCHLEY, J. (1996). Biological phosphorus removal at Stratford Upon Avon, UK: the effect of influent wastewater characteristics on effluent phosphate. *Water Science and Technology*, v.33, n.12, p.73-80.
- VAN HAANDEL, A. C. & LETTINGA, G. (1994). Tratamento Anaeróbio de Esgotos - Manual para regiões de clima quente. Epgraf, Campina Grande, 210p.
- VIEIRA, S.M.M. & GARCIA, A.D. (1991). Sewage treatment by UASB-reactor. Operation results and recommendations for design and utilization. In: SIXTH INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION, São Paulo, Brazil. *Paper Preprints*, p. 133-144, May.
- WEAVER, P.J. (1969). Phosphates in surface waters and detergents. *Journal WPCF*, v.41, n.9, p.1647-53, Sept.
- XIE, W.; KONDO, M. & NAITO, Y. (1994). Study on phosphorus removal using a new coagulation system. *Water Science and Technology*, v.30, n.6, p.257-62.
- YEOMAN, S.; LESTER, J.N. & PERRY, R. (1993). Phosphorus removal and its influence on metal speciation during wastewater treatment. *Water Research*, v.27, n.3, p.389-95.
- ZABEL, T. (1984). Flotation in water treatment. In : IVES, K.J. ed. *The scientific basis of flotation*. Proceedings of the NATO Advanced Science Institute on the Scientific Basis of Flotation, Cambridge, England, Jul, Martinus Nijhoff Publishers, The Hague, p.349-77.
- ZABEL, T. (1985). The advantages of dissolved air flotation for water treatment. *Journal AWWA - Management and Operations*, p.42-46, May.
- ZOUBOULIS, A.I.; SOLARI, P.; MATIS, K.A. & STALIDIS, G.A. (1995). Toxic metals removal from dilute solutions by biosorptive flotation. *Water Science and Technology*, v.32, n.9-10, p.211-20.

APÊNDICE 1

TABELA 1– Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação em equipamento em escala de laboratório (flotatest) em função da variação da dosagem de cloreto férrico e do pH de coagulação (Item 4.5.1). *Valores de dosagem de cloreto férrico (DCF) testados: 30, 45, 65, 90 e 110 mg/L*; pH de coagulação (pHcoag): entre 5,10 e 7,60; velocidades de flotação: Vf1=5,0 cm/min; Vf2=10,0 cm/min; Vf3=15,0 cm/min; Vf4=20,0 cm/min; Vf5=25,2 cm/min; gradiente médio de velocidade de mistura rápida (Gmr): 1100 s⁻¹; tempo de mistura rápida (Tmr): 60 s; gradiente médio de velocidade de floculação (Gf): 60 s⁻¹; tempo de floculação (Tf): 20 min; pressão de saturação (Psat): 450 kPa; fração de recirculação (R): 20% (em volume); quantidade de ar fornecida (S*): 19,0 g/m³. Data de coleta das amostras: 13/05/97 às 9h. Características do esgoto bruto: turbidez: 322 uT; pH: 6,61; temperatura: 25,0 °C. Características do efluente do UASB: turbidez: 58,4 a 75,7 uT; pH: 6,27 ± 0,58; temperatura: 24,0 °C ± 1,0 °C.

Dosagem de cloreto férrico (mg/L)	Dosagem de cal (mg/L)	pH antes da mistura rápida	pH após mistura rápida	Temperatura (°C) após mistura rápida	Turbidez (T0) do efluente do UASB (uT)	Velocidade de flotação									
						Vf1=5,0 cm/min		Vf2=10,0 cm/min		Vf3=15,0 cm/min		Vf4=20,0 cm/min		Vf5=25,2 cm/min	
						Turbidez (T) Remanescente (uT)	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100
30	0	6,85	6,70	23,0	75,7	11,7	84,6	12,4	83,7	20,0	73,5	61,3	19,0	71,6	5,4
30	20	6,85	6,98	23,0	75,7	9,76	87,1	10,4	86,2	11,8	84,4	38,0	49,7	67,6	10,8
30	35	6,85	7,30	23,0	75,7	8,57	88,7	8,99	88,1	9,04	88,1	11,5	84,8	19,9	73,7
30	50	6,85	7,56	23,0	75,7	6,86	90,9	7,66	89,9	7,75	89,8	10,4	86,3	40,0	47,2
45	0	5,94	5,54	23,0	73,8	4,74	93,7	5,16	93,2	10,4	86,3	56,3	25,7	60,2	20,4
45	30	5,94	5,82	23,0	73,8	3,95	94,8	4,91	93,5	5,68	92,5	24,2	68,0	72,5	4,3
45	45	5,94	6,13	23,0	73,8	4,22	94,4	4,39	94,2	4,34	94,3	6,67	91,2	10,6	85,9
45	60	5,94	6,41	23,0	73,8	3,64	95,2	3,60	95,2	4,51	94,0	12,4	83,7	21,4	71,8
65	0	5,75	5,35	24,5	65,4	1,80	97,6	1,99	97,4	2,11	97,2	3,17	95,8	4,19	94,5
65	30	5,75	5,70	24,5	65,4	3,00	96,0	3,13	95,9	3,17	95,8	7,99	89,4	32,6	56,9
65	50	5,75	5,86	24,5	65,4	2,11	97,2	2,59	96,6	2,17	97,1	4,28	94,3	11,3	85,1
65	70	5,75	6,13	24,5	65,4	2,27	97,0	2,45	96,8	2,90	96,2	7,24	90,4	14,0	81,5
90	0	5,69	5,21	25,0	64,2	0,89	98,8	1,10	98,5	1,10	98,5	1,10	98,5	1,56	97,9
90	30	5,69	5,44	25,0	64,2	0,96	98,7	1,24	98,4	1,56	97,9	3,17	95,8	8,53	88,7
90	50	5,69	5,85	25,0	64,2	1,26	98,3	1,48	98,1	1,52	98,0	3,65	95,2	36,7	51,5
90	80	5,69	6,10	25,0	64,2	1,48	98,1	1,81	97,6	2,53	96,7	3,84	94,9	28,2	62,7
110	0	5,91	5,13	25,0	58,4	0,73	99,0	0,73	99,0	0,77	99,0	1,78	97,7	3,54	95,3
110	50	5,91	5,48	25,0	58,4	1,08	98,6	1,27	98,3	1,92	97,5	4,18	94,5	10,2	86,5
110	70	5,91	5,72	25,0	58,4	1,37	98,2	1,40	98,1	1,69	97,8	3,23	95,7	17,0	77,5
110	90	5,91	6,09	25,0	58,4	1,54	98,0	1,60	97,9	2,45	96,8	5,51	92,7	6,62	91,2

TABELA 2– Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação em equipamento em escala de laboratório (flotatestes) em função da variação da dosagem de cloreto férrico e do pH de coagulação (Item 4.5.1). **Valores de dosagem de cloreto férrico (DCF) testados: 30, 45, 65, 90 e 110 mg/L**; pH de coagulação (pHcoag): entre 5,10 e 7,60; velocidade de flotação: Vf2=10,0 cm/min; gradiente médio de velocidade de mistura rápida (Gmr): 1100 s⁻¹; tempo de mistura rápida (Tmr): 60 s; gradiente médio de velocidade de floculação (Gf): 60 s⁻¹; tempo de floculação (Tf): 20 min; pressão de saturação (Psat): 450 kPa; fração de recirculação (R): 20% (em volume); quantidade de ar fornecida (S*): 19,0 g/m³. Data de coleta das amostras: 13/05/97 às 9h. Características do esgoto bruto: turbidez: 322 uT; pH: 6,61; temperatura: 25,0 °C. Características do efluente do UASB: turbidez: 58,4 a 75,7 uT; pH: 6,27 ± 0,58; temperatura: 24,0 °C ± 1,0 °C.

Dosagem de cloreto férrico (mg/L)		Dosagem de cal (mg/L)	pH após mistura rápida	DQO (mg/L)	Fosfato total (mg/L)	Cor aparente (uC)	NTK (mg/L)	Sulfetos (mg/L)	Alcalinidade Total (mg/L CaCO ₃)	Condutividade (µS/cm)	Sólidos Totais (mg/L)	Sólidos Fixos Totais (mg/L)	Sólidos Voláteis Totais (mg/L)	Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	Sólidos Suspensos Fixos (mg/L)	Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L)
Esgoto Bruto			6,61 *	946	27,6	1503	79,0	2,7	119	666	588	188	400	252	18	235
Efluente UASB			6,46 *	186	14,05	387	34,0	1,3	113	434	288	150	138	72	20	52
30	0	6,70	28	3,9	71	-	-	113	430	-	-	-	-	-	-	-
30	20	6,98	54	3,7	62	-	-	155	444	-	-	-	-	-	-	-
30	35	7,30	28	3,1	54	-	-	165	438	-	-	-	-	-	-	-
30	50	7,56	30	3,2	61	-	-	134	400	214	136	78	8	2	6	6
45	0	5,54	28	1,9	62	-	-	103	409	-	-	-	-	-	-	-
45	30	5,82	22	1,4	44	-	-	144	408	-	-	-	-	-	-	-
45	45	6,13	25	1,5	48	18,0	ND	165	450	223	109	114	6	1	5	5
45	60	6,41	28	1,5	51	-	-	165	448	-	-	-	-	-	-	-
65	0	5,35	22	0,56	32	-	-	113	409	180	110	70	4	1	3	3
65	30	5,70	25	0,55	37	-	-	124	464	-	-	-	-	-	-	-
65	50	5,86	17	0,62	36	-	-	144	477	-	-	-	-	-	-	-
65	70	6,13	17	0,52	28	-	-	175	452	-	-	-	-	-	-	-
90	0	5,21	20	0,75	17	-	-	165	424	172	92	80	3	1	2	2
90	30	5,44	25	0,25	22	-	-	113	432	-	-	-	-	-	-	-
90	50	5,85	51	0,29	16	-	-	124	507	-	-	-	-	-	-	-
90	80	6,10	43	0,39	23	-	-	144	516	-	-	-	-	-	-	-
110	0	5,13	41	0,16	13	-	-	113	448	187	85	102	1	ND	1	1
110	50	5,48	51	0,23	20	-	-	165	502	-	-	-	-	-	-	-
110	70	5,72	49	0,32	26	-	-	144	498	-	-	-	-	-	-	-
110	90	6,09	33	0,25	31	-	-	144	529	-	-	-	-	-	-	-

(-) Caracterização não realizada

* pH durante a coleta das amostras

ND – não detectado

TABELA 3– Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação em equipamento em escala de laboratório (flotatest) em função da variação do tempo de floculação e do gradiente médio de velocidade de floculação (Item 4.5.2). *Valores testados de tempo de floculação (Tf): 15 e 25 min; valores de gradiente médio de velocidade de floculação testados (Gf): 30, 50, 60, 80 e 100 s⁻¹; dosagem de cloreto férrico: 65 mg/L; dosagem de cal: 0 mg/L; pH de coagulação: 6,46 ± 0,08; velocidades de flotação: Vf1=5,0 cm/min; Vf2=10,0 cm/min; Vf3=15,0 cm/min; Vf4=20,0 cm/min; Vf5=25,2 cm/min; gradiente médio de velocidade de mistura rápida: 1100 s⁻¹; tempo de mistura rápida: 30 s; pressão de saturação: 450 kPa; fração de recirculação: 20% (em volume); quantidade de ar fornecida (S*): 19,0 g/m³. Data de coleta das amostras: 20/05/97 às 9h. Características do esgoto bruto: turbidez: 272 uT; pH: 6,82; temperatura: 24,3 °C. Características do efluente do UASB: turbidez: 96 a 104 uT; pH: 6,80 ± 0,08; temperatura: 23,2 °C ± 0,2 °C*

Tf (min)	Gf (s ⁻¹)	Dosagem de cloreto férrico (mg/L)	pH antes da mistura rápida	pH após mistura rápida	Temperatura (°C) após mistura rápida	Velocidade de flotação									
						Vf1=5,0 cm/min		Vf2=10,0 cm/min		Vf3=15,0 cm/min		Vf4=20,0 cm/min		Vf5=25,2 cm/min	
						Turbidez (T) Remanescente (uT)	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100
15	30	65	6,72	6,53	23,0	3,00	97,1	3,44	96,7	4,41	95,7	33,6	67,7	89,9	13,6
15	50	65	6,72	6,41	23,3	2,77	97,3	2,87	97,2	4,13	96,0	23,3	77,6	110	-6,0
15	60	65	6,71	6,46	23,4	2,46	97,6	2,76	97,3	5,72	94,1	24,2	76,2	89,5	12,2
15	80	65	6,72	6,38	23,0	2,00	98,0	1,92	98,1	2,35	97,6	22,0	77,8	88,9	9,9
15	100	65	6,76	6,49	23,0	2,30	97,6	2,58	97,3	6,23	93,5	93,8	2,3	100	-4,6
25	30	65	6,72	6,45	23,0	3,52	96,6	2,41	97,7	4,76	95,4	28,1	73,0	94,4	9,2
25	50	65	6,72	6,51	23,3	2,05	98,0	2,09	98,0	2,83	97,3	8,24	92,1	53,4	48,7
25	60	65	6,71	6,42	23,4	2,27	97,8	2,34	97,7	4,57	95,5	50,9	50,1	101	0,9
25	80	65	6,72	6,43	23,0	2,29	97,7	2,86	97,1	12,5	87,4	119	-20,9	106	-7,1
25	100	65	6,76	6,47	23,0	2,20	97,7	3,52	96,3	36,4	62,1	162	-68,8	121	-26,3

TABELA 4– Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação em equipamento em escala de laboratório (flotatest) em função da variação do tempo de floculação e do gradiente médio de velocidade de floculação (Item 4.5.2). *Valores testados de tempo de floculação (Tf): 15 e 25 min; valores de gradiente médio de velocidade de floculação testados (Gf): 30, 50, 60, 80 e 100 s⁻¹; dosagem de cloreto férrico: 65 mg/L; dosagem de cal: 0 mg/L; pH de coagulação: 6,46 ± 0,08; velocidade de flotação: Vf2=10,0 cm/min; gradiente médio de velocidade de mistura rápida: 1100 s⁻¹; tempo de mistura rápida: 30 s; pressão de saturação: 450 kPa; fração de recirculação: 20% (em volume); quantidade de ar fornecida: 19,0 g/m³. Data de coleta das amostras: 20/05/97 às 9h. Características do esgoto bruto: turbidez: 272 uT; pH: 6,82; temperatura: 24,3 °C. Características do efluente do UASB: turbidez: 96 a 104 uT; pH: 6,80 ± 0,08; temperatura: 23,2 °C ± 0,2 °C*

Tf (min)	Gf (s ⁻¹)	pH após mistura rápida	DQO (mg/L)	Fosfato total (mg/L)	Cor aparente(uC)	NTK (mg/L)	Sulfetos (mg/L)	Alcalinidade Total (mg/L CaCO ₃)	Condutividade (µS/cm)	Sólidos Totais (mg/L)	Sólidos Fixos Totais (mg/L)	Sólidos Voláteis Totais (mg/L)	Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	Sólidos Suspensos Fixos (mg/L)	Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L)
Esgoto Bruto		6,82 *	724	24,9	1460	60,7	2,3	226	593	515	80	435	171	27	144
Efluente UASB		6,88 *	258	14,5	492	36,5	0,9	175	498	363	146	217	102	31	71
15	30	6,53	30	1,10	47	-	-	113	448	-	-	-	-	-	-
15	50	6,41	33	1,12	54	-	-	103	438	-	-	-	-	-	-
15	60	6,46	46	0,89	50	-	-	113	434	-	-	-	-	-	-
15	80	6,38	28	0,61	41	24,9	ND	103	433	184	118	66	4	1	3
15	100	6,49	43	0,69	47	-	-	108	451	-	-	-	-	-	-
25	30	6,45	22	1,40	45	-	-	113	408	-	-	-	-	-	-
25	50	6,51	25	1,50	40	24,3	ND	103	450	183	93	90	2	1	1
25	60	6,42	28	1,50	45	-	-	103	448	-	-	-	-	-	-
25	80	6,43	22	0,56	52	-	-	113	409	-	-	-	-	-	-
25	100	6,47	25	0,55	49	-	-	113	464	-	-	-	-	-	-

(-) Caracterização não realizada

* pH durante a coleta das amostras

ND – não detectado

TABELA 5– Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação em equipamento em escala de laboratório (flotatest) em função da variação da fração de recirculação (em volume) (Item 4.5.3). **Valores testados de fração de recirculação (em volume): 5,0; 7,5; 10,0; 12,5; 15,0; 17,5; 20,0; 22,5; 25,0; 27,5 e 30%.** Dosagem de cloreto férrico: 65 mg/L; pH de coagulação: 6,40 ± 0,04; velocidades de flotação: Vf1=5,0 cm/min; Vf2=10,0 cm/min; Vf3=15,0 cm/min; Vf4=20,0 cm/min; Vf5=25,2 cm/min; gradiente médio de velocidade de mistura rápida: 1100 s⁻¹; tempo de mistura rápida: 30 s; gradiente médio de velocidade de floculação: 80 s⁻¹; tempo de floculação: 15 min; pressão de saturação: 450 kPa. Data de coleta das amostras: 27/05/97 às 9h. Características do esgoto bruto: turbidez: 281 uT; pH: 6,75; temperatura: 21,4 °C. Características do efluente do UASB: turbidez: 58,0 a 74,9 uT; pH: 6,68 ± 0,04; temperatura: 20,5 °C ± 0,3 °C.

Fração de recirc. (%)	Quantidade de ar fornecida (g/m ³)	pH antes da mistura rápida	pH após mistura rápida	Temperatura (°C) após mistura rápida	Turbidez (uT) do efluente do UASB	Velocidade de flotação									
						Vf1=5,0 cm/min		Vf2=10,0 cm/min		Vf3=15,0 cm/min		Vf4=20,0 cm/min		Vf5=25,2 cm/min	
						Turbidez (T) Remanescente (uT)	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100
5,0	4,7	6,72	6,37	20,2	74,9	2,50	96,7	4,07	94,6	6,41	91,4	7,70	89,7	18,0	76,0
7,5	7,1	6,72	6,39	20,2	74,9	1,89	97,5	1,47	98,0	2,58	96,6	2,84	96,2	6,76	91,0
10,0	9,5	6,72	6,36	20,5	74,9	1,68	97,8	2,97	96,0	4,64	93,8	9,61	87,2	35,5	52,6
12,5	11,9	6,72	6,40	20,5	74,9	1,63	97,8	2,00	97,3	2,19	97,1	3,93	94,8	17,8	76,3
15,0	14,2	6,70	6,37	20,5	66,3	4,14	93,8	6,67	89,9	14,6	78,0	21,5	67,6	41,3	37,7
17,5	16,6	6,70	6,37	20,5	66,3	1,67	97,5	1,32	98,0	1,34	98,0	2,54	96,2	6,50	90,2
20,0	19,0	6,70	6,36	20,5	66,3	1,42	97,9	1,33	98,0	1,70	97,4	2,30	96,5	3,16	95,2
22,5	21,4	6,70	6,39	20,5	66,3	1,37	97,9	1,78	97,3	1,35	98,0	2,39	96,4	5,32	92,0
25,0	23,7	6,64	6,40	20,5	58,0	1,64	97,2	1,44	97,5	1,60	97,2	4,83	91,7	15,8	72,8
27,5	26,1	6,64	6,44	20,8	58,0	1,35	97,7	1,52	97,4	1,54	97,3	6,30	89,1	34,0	41,3
30,0	28,5	6,64	6,41	20,8	58,0	1,22	97,9	1,96	96,6	1,40	97,6	2,85	95,1	11,3	80,5

TABELA 6– Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação em equipamento em escala de laboratório (flotatest) em função da variação da fração de recirculação (em volume) (Item 4.5.3). **Valores testados de fração de recirculação (em volume): 5,0; 7,5; 10,0; 12,5; 15,0; 17,5; 20,0; 22,5; 25,0; 27,5 e 30%.** Dosagem de cloreto férrico: 65 mg/L; pH de coagulação: 6,40 ± 0,04; velocidade de flotação: Vf2=10,0 cm/min; gradiente médio de velocidade de mistura rápida: 1100 s⁻¹; tempo de mistura rápida: 30 s; **gradiente médio de velocidade de floculação: 80 s⁻¹; tempo de floculação: 15 min**; pressão de saturação: 450 kPa. Data de coleta das amostras: 27/05/97 às 9h. Características do esgoto bruto: turbidez: 281 uT; pH: 6,75; temperatura: 21,4 °C. Características do efluente do UASB: turbidez: 58,0 a 74,9 uT; pH: 6,68 ± 0,04; temperatura: 20,5 °C ± 0,3 °C.

Fração de recirc. (%)	Quantidade de ar fornecida (g/m ³)	pH após mistura rápida	DQO (mg/L)	Fosfato total (mg/L)	Cor aparente (uC)	NTK (mg/L)	Sulfetos (mg/L)	Alcalinidade Total (mg/L CaCO ₃)	Condutividade (µS/cm)	Sólidos Totais (mg/L)	Sólidos Fixos Totais (mg/L)	Sólidos Voláteis Totais (mg/L)	Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	Sólidos Suspensos Fixos (mg/L)	Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L)
Esgoto Bruto		6,75 *	718	29,5	1392	60,7	2,12	93	610	524	136	388	182	38	144
Efluente UASB		6,83 *	133	13,3	393	34,1	1,08	103	473	140	43	97	41	9	32
5,0	4,7	6,37	32	0,98	53	-	-	141	405	-	-	-	-	-	-
7,5	7,1	6,39	24	0,56	38	-	-	100	472	-	-	-	-	-	-
10,0	9,5	6,36	33	0,93	54	-	-	125	428	-	-	-	-	-	-
12,5	11,9	6,40	32	0,57	38	-	-	93	493	-	-	-	-	-	-
15,0	14,2	6,37	44	1,91	85	-	-	107	512	-	-	-	-	-	-
17,5	16,6	6,37	29	0,54	41	-	-	97	505	-	-	-	-	-	-
20,0	19,0	6,36	20	0,61	35	25,8	0,52	124	499	117	33	84	2	1	1
22,5	21,4	6,39	27	0,56	34	-	-	164	506	-	-	-	-	-	-
25,0	23,7	6,40	28	0,61	41	-	-	142	511	-	-	-	-	-	-
27,5	26,1	6,44	38	0,63	42	-	-	158	529	-	-	-	-	-	-
30,0	28,5	6,41	33	0,59	40	-	-	134	523	-	-	-	-	-	-

(-) Caracterização não realizada

* pH durante a coleta das amostras

ND – não detectado

TABELA 7– Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação em equipamento em escala de laboratório (flotatest) em função da variação da dosagem de polímero catiônico (Item 4.6.1). *Dosagens de polímero catiônico testadas: 1; 2; 3; 4; 5; 6; 7; 8; 9; 10; 11; 12; 13; 14; 15 e 16 mg/L*; pH de coagulação: $6,89 \pm 0,09$; velocidades de flotação: Vf1=5,0 cm/min; Vf2=10,0 cm/min; Vf3=15,0 cm/min; Vf4=20,0 cm/min; Vf5=25,2 cm/min; gradiente médio de velocidade de mistura rápida: 1100 s^{-1} ; tempo de mistura rápida: 60 s; gradiente médio de velocidade de floculação: 60 s^{-1} ; tempo de floculação: 20 min; pressão de saturação: 450 kPa; fração de recirculação: 20% (em volume); quantidade de ar fornecida: $19,0 \text{ g/m}^3$. Data de coleta das amostras: 24/06/97 às 9h. Características do esgoto bruto: turbidez: 321 uT; pH: 6,85; temperatura: $21,8 \text{ }^\circ\text{C}$. Características do efluente do UASB: turbidez: 50,1 a 55,7 uT; pH: $6,65 \pm 0,12$; temperatura: $22,5 \text{ }^\circ\text{C} \pm 0,1 \text{ }^\circ\text{C}$.

Dosagem de polímero catiônico (mg/L)	pH antes da mistura rápida	pH após mistura rápida	Temperatura ($^\circ\text{C}$) após mistura rápida	Turbidez (uT) do efluente do UASB	Velocidade de flotação									
					Vf1=5,0 cm/min		Vf2=10,0 cm/min		Vf3=15,0 cm/min		Vf4=20,0 cm/min		Vf5=25,2 cm/min	
					Turbidez (T) Remanescente (uT)	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100
1	6,72	6,97	22,4	55,7	23,9	57,1	27,6	50,4	28,9	48,1	34,8	37,5	39,8	28,5
2	6,72	6,97	22,4	55,7	21,1	62,1	21,8	60,8	23,9	57,1	27,0	51,5	27,5	51,5
3	6,72	6,93	22,5	55,7	18,2	67,3	19,4	65,1	21,5	61,4	23,9	57,1	25,2	54,8
4	6,72	6,92	22,5	55,7	15,6	72,0	16,2	70,9	17,9	67,9	19,0	66,0	18,0	67,7
5	6,58	9,83	22,5	51,3	12,0	76,6	13,2	74,3	13,0	74,7	14,6	71,5	15,4	70,1
6	6,58	6,88	22,5	51,3	11,84	76,9	13,4	73,8	12,6	75,4	12,6	75,4	13,7	73,3
7	6,58	6,89	22,5	51,3	9,36	81,8	9,89	80,7	10,0	80,4	10,8	78,9	11,0	78,5
8	6,58	6,92	22,5	51,3	8,70	83,0	10,0	80,4	9,77	81,0	9,96	80,6	10,5	79,6
9	6,68	6,86	22,5	54,6	9,61	82,4	10,3	81,1	10,6	80,7	11,2	79,5	11,5	78,9
10	6,68	6,86	22,5	54,6	9,84	82,0	9,60	82,4	9,71	82,2	10,4	81,0	10,7	80,4
11	6,68	6,84	22,5	54,6	8,08	85,2	8,80	83,9	9,14	83,3	9,31	82,9	10,1	81,5
12	6,68	6,85	22,5	54,6	7,94	85,5	8,53	84,4	10,0	81,7	9,08	83,4	8,88	83,7
13	6,65	6,80	22,5	50,1	6,12	87,8	6,31	87,4	6,70	86,6	6,89	86,3	6,76	86,5
14	6,65	6,85	22,5	50,1	6,43	87,2	6,94	86,2	6,72	86,6	7,18	85,7	7,34	85,3
15	6,65	6,84	22,6	50,1	6,12	87,8	6,22	87,6	6,97	86,1	6,90	86,2	6,78	86,5
16	6,65	6,83	22,6	50,1	5,64	88,7	6,85	86,3	6,22	87,6	6,55	86,9	6,85	86,3

TABELA 8– Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação em equipamento em escala de laboratório (flotatest) em função da variação da dosagem de polímero catiônico (Item 4.6.1). *Dosagens de polímero catiônico testadas: 1; 2; 3; 4; 5; 6; 7; 8; 9; 10; 11; 12; 13; 14; 15 e 16 mg/L*; pH de coagulação: $6,89 \pm 0,09$; velocidade de flotação: $V_f=10,0$ cm/min; gradiente médio de velocidade de mistura rápida: 1100 s^{-1} ; tempo de mistura rápida: 60 s; gradiente médio de velocidade de floculação: 60 s^{-1} ; tempo de floculação: 20 min; pressão de saturação: 450 kPa; fração de recirculação: 20% (em volume); quantidade de ar fornecida: $19,0\text{ g/m}^3$. Data de coleta das amostras: 24/06/97 às 9h. Características do esgoto bruto: turbidez: 321 uT; pH: 6,85; temperatura: $21,8\text{ }^{\circ}\text{C}$. Características do efluente do UASB: turbidez: 50,1 a 55,7 uT; pH: $6,65 \pm 0,12$; temperatura: $22,5\text{ }^{\circ}\text{C} \pm 0,1\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Dosagem de polímero catiônico (mg/L)	pH após mistura rápida	DQO (mg/L)	Fosfato total (mg/L)	Cor aparente (uC)	NTK (mg/L)	Sulfetos (mg/L)	Alcalinidade Total (mg/L CaCO_3)	Condutividade ($\mu\text{S/cm}$)	Sólidos Totais (mg/L)	Sólidos Fixos Totais (mg/L)	Sólidos Voláteis Totais (mg/L)	Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	Sólidos Suspensos Fixos (mg/L)	Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L)
Esgoto Bruto	6,85 *	935	24,30	1488	65,9	3,0	180	654	543	174	369	227	27	200
Efluente UASB	6,75 *	144	11,70	398	30,1	0,8	144	398	147	53	94	48	11	37
1	6,97	54	4,60	170	-	-	118	339	-	-	-	-	-	-
2	6,97	57	4,80	157	-	-	124	335	-	-	-	-	-	-
3	6,93	54	4,10	155	-	-	124	335	-	-	-	-	-	-
4	6,92	46	4,60	118	-	-	124	331	-	-	-	-	-	-
5	9,83	54	4,80	129	-	-	113	319	-	-	-	-	-	-
6	6,88	54	4,60	147	-	-	113	335	-	-	-	-	-	-
7	6,89	41	4,70	100	20,3	ND	124	319	117	63	54	11	1	10
8	6,92	46	4,30	98	-	-	113	333	-	-	-	-	-	-
9	6,86	54	4,20	110	-	-	113	333	-	-	-	-	-	-
10	6,86	46	4,70	107	-	-	118	335	-	-	-	-	-	-
11	6,84	35	4,60	101	-	-	118	328	-	-	-	-	-	-
12	6,85	41	4,50	100	-	-	118	336	-	-	-	-	-	-
13	6,80	41	4,40	93	-	-	113	321	-	-	-	-	-	-
14	6,85	46	4,50	98	-	-	113	327	-	-	-	-	-	-
15	6,84	41	4,50	77	-	-	124	351	-	-	-	-	-	-
16	6,83	38	4,30	90	-	-	113	326	-	-	-	-	-	-

(-) Caracterização não realizada

* pH durante a coleta das amostras

ND – não detectado

TABELA 9– Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação em equipamento em escala de laboratório (flotatest) em função da variação do tempo de floculação e do gradiente médio de velocidade de floculação (Item 4.6.2). **Valores testados de tempo de floculação (Tf): 15 e 25 min; valores de gradiente médio de velocidade de floculação testados: 30, 50, 60, 80 e 100 s⁻¹; dosagem de polímero catiônico: 7 mg/L; pH de coagulação: 6,71 ± 0,13; velocidades de flotação: Vf1=5,0 cm/min; Vf2=10,0 cm/min; Vf3=15,0 cm/min; Vf4=20,0 cm/min; Vf5=25,2 cm/min; gradiente médio de velocidade de mistura rápida: 1100 s⁻¹; tempo de mistura rápida: 60 s; pressão de saturação: 450 kPa; fração de recirculação: 20% (em volume); quantidade de ar fornecida: 19,0 g/m³. Data de coleta das amostras: 01/07/97 às 9h. Características do esgoto bruto: turbidez: 375 uT; pH: 6,85; temperatura: 21,8 °C. Características do efluente do UASB: turbidez: 48 a 60 uT; pH: 6,51 ± 0,25; temperatura: : 22,5 °C ± 0,1 °C.**

Tf (min)	Gf (s ⁻¹)	Dosagem de polímero catiônico (mg/L)	pH antes da mistura rápida	pH após mistura rápida	Temperatura (°C) após mistura rápida	Velocidade de flotação									
						Vf1=5,0 cm/min		Vf2=10,0 cm/min		Vf3=15,0 cm/min		Vf4=20,0 cm/min		Vf5=25,2 cm/min	
						Turbidez (T) Remanescente (uT)	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100
15	30	7	6,67	6,80	22,0	13,3	77,8	13,4	77,6	14,0	76,6	15,0	75,0	15,8	73,6
15	50	7	6,67	6,83	22,0	12,5	79,2	12,8	78,6	14,0	76,6	14,4	76,0	15,7	73,8
15	60	7	6,67	6,81	22,0	12,0	80,0	13,2	78,0	13,1	78,2	13,6	77,4	12,7	78,8
15	80	7	6,67	6,83	22,0	10,9	81,9	11,4	81,0	11,4	81,0	12,1	79,8	13,2	78,0
15	100	7	6,42	6,58	23,0	10,6	79,0	11,7	76,8	12,1	76,0	13,0	74,3	12,7	74,8
25	30	7	6,43	6,59	22,0	10,8	77,4	11,4	76,3	12,1	74,8	12,6	73,8	12,5	74,0
25	50	7	6,43	6,59	22,0	10,9	77,2	11,4	76,3	11,6	75,9	12,1	74,8	12,2	74,5
25	60	7	6,43	6,58	22,0	11,1	77,0	12,6	73,8	12,5	74,0	13,4	72,0	13,2	72,5
25	80	7	6,43	6,61	22,0	11,1	76,9	12,1	74,8	12,5	74,0	13,4	72,0	12,7	73,5
25	100	7	6,42	6,62	23,0	11,6	77,0	11,9	76,4	12,7	74,8	13,2	73,9	13,0	74,3

TABELA 10– Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação em equipamento em escala de laboratório (flotateste) em função da variação do tempo de floculação e do gradiente médio de velocidade de floculação (Item 4.6.2). *Valores testados de tempo de floculação (Tf): 15 e 25 min; valores de gradiente médio de velocidade de floculação testados: 30, 50, 60, 80 e 100 s⁻¹; dosagem de polímero catiônico: 7 mg/L; pH de coagulação: 6,71 ± 0,13; velocidade de flotação: Vf2=10,0 cm/min; gradiente médio de velocidade de mistura rápida: 1100 s⁻¹; tempo de mistura rápida: 60 s; pressão de saturação: 450 kPa; fração de recirculação: 20% (em volume); quantidade de ar fornecida: 19,0 g/m³. Data de coleta das amostras: 01/07/97 às 9h. Características do esgoto bruto: turbidez: 375 uT; pH: 6,85; temperatura: 21,8 °C. Características do efluente do UASB: turbidez: 48 a 60 uT; pH: 6,51 ± 0,25; temperatura: : 22,5 °C ± 0,1 °C.*

Tf (min)	Gf (s ⁻¹)	pH após mistura rápida	DQO (mg/L)	Fosfato total (mg/L)	Cor aparente (uC)	NTK (mg/L)	Sulfetos (mg/L)	Alcalinidade Total (mg/L CaCO ₃)	Condutividade (µS/cm)	Sólidos Totais (mg/L)	Sólidos Fixos Totais (mg/L)	Sólidos Voláteis Totais (mg/L)	Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	Sólidos Suspensos Fixos (mg/L)	Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L)
Esgoto Bruto		6,85 *	874	12,86	1256	82,6	3,33	196	675	696	227	469	315	65	250
Efluente UASB		6,75 *	179	4,81	348	33,0	0,76	113	372	252	112	140	54	16	38
15	30	6,80	45	2,53	96	19,1	ND	113	313	181	88	93	14	2	12
15	50	6,83	49	2,72	100	-	-	103	311	-	-	-	-	-	-
15	60	6,81	52	2,69	104	-	-	103	314	-	-	-	-	-	-
15	80	6,83	49	2,78	100	-	-	113	296	-	-	-	-	-	-
15	100	6,58	52	2,94	110	-	-	103	317	-	-	-	-	-	-
25	30	6,59	45	2,73	115	18,7	0,36	113	309	195	96	99	13	1	12
25	50	6,59	52	2,74	93	-	-	98	312	-	-	-	-	-	-
25	60	6,58	54	2,61	104	-	-	103	308	-	-	-	-	-	-
25	80	6,61	52	2,62	101	-	-	113	317	-	-	-	-	-	-
25	100	6,62	54	2,78	117	-	-	103	316	-	-	-	-	-	-

(-) Caracterização não realizada

* pH durante a coleta das amostras

ND – não detectado

TABELA 11– Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação em equipamento em escala de laboratório (flotatest) em função da variação da fração de recirculação (em volume) (Item 4.6.3). **Valores testados de fração de recirculação (em volume): 5,0; 7,5; 10,0; 12,5; 15,0; 17,5; 20,0; 22,5; 25,0; 27,5 e 30%.** Dosagem de polímero catiônico: 7 mg/L; pH de coagulação: $6,79 \pm 0,10$; velocidades de flotação: Vf1=5,0 cm/min; Vf2=10,0 cm/min; Vf3=15,0 cm/min; Vf4=20,0 cm/min; Vf5=25,2 cm/min; gradiente médio de velocidade de mistura rápida: 1100 s^{-1} ; tempo de mistura rápida: 60 s; gradiente médio de velocidade de floculação: 30 s^{-1} ; tempo de floculação: 15 min; pressão de saturação: 450 kPa. Data de coleta das amostras: 08/07/97 às 9h. Características do esgoto bruto: turbidez: 275 uT; pH: 7,00; temperatura: 21,2 °C. Características do efluente do UASB: turbidez: 122 a 132 uT; pH: $6,61 \pm 0,07$; temperatura: $21,4 \text{ }^{\circ}\text{C} \pm 0,4 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

Fração de recirc. (%)	Quantidade de ar fornecida (g/m ³)	pH antes da mistura rápida	pH após mistura rápida	Temperatura (°C) após mistura rápida	Turbidez (uT) do efluente do UASB	Velocidade de flotação									
						Vf1=5,0 cm/min		Vf2=10,0 cm/min		Vf3=15,0 cm/min		Vf4=20,0 cm/min		Vf5=25,2 cm/min	
						Turbidez (T) Remanescente (uT)	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100	Turbidez (uT) remanescente	(1-T/T0) * 100
5,0	4,7	6,54	6,69	21,0	132	43,6	67,0	45,5	65,6	47,1	64,3	47,1	64,3	47,9	63,7
7,5	7,1	6,54	6,69	21,0	132	42,0	68,2	43,4	67,1	44,9	66,0	44,5	66,3	44,9	66,0
10,0	9,5	6,54	6,70	21,0	132	39,2	70,3	40,3	69,5	40,8	69,1	41,7	68,4	42,1	68,1
12,5	11,9	6,54	6,70	21,0	132	38,6	70,8	38,7	70,7	41,2	68,8	42,1	68,1	42,9	67,5
15,0	14,2	6,58	6,71	21,0	134	38,9	71,0	41,1	69,4	41,7	68,8	41,5	69,0	44,0	67,1
17,5	16,6	6,58	6,73	21,0	134	38,8	71,1	39,6	70,4	42,9	68,0	43,0	67,9	43,7	67,4
20,0	19,0	6,58	6,78	21,0	134	33,8	74,7	34,8	74,0	38,0	71,6	41,5	69,0	38,3	71,4
22,5	21,4	6,58	6,78	21,0	134	36,0	73,1	34,8	74,0	39,8	70,3	41,9	68,7	41,0	69,4
25,0	23,7	6,69	6,87	21,8	122	34,8	71,5	33,9	72,2	38,0	68,9	40,8	66,6	39,9	67,3
27,5	26,1	6,69	6,87	21,8	122	34,7	71,6	33,9	72,2	36,3	70,2	39,9	67,3	39,9	67,3
30,0	28,5	6,69	6,89	21,8	122	31,1	74,5	32,6	73,3	33,2	72,8	35,2	71,1	34,5	71,8

TABELA 12– Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação em equipamento em escala de laboratório (flotatestes) em função da variação da fração de recirculação (em volume) (Item 4.6.3). **Valores testados de fração de recirculação (em volume): 5,0; 7,5; 10,0; 12,5; 15,0; 17,5; 20,0; 22,5; 25,0; 27,5 e 30%.** Dosagem de polímero catiônico: 7 mg/L; pH de coagulação: $6,79 \pm 0,10$; velocidades de flotação: $V_f=10,0$ cm/min; gradiente médio de velocidade de mistura rápida: 1100 s^{-1} ; tempo de mistura rápida: 60 s; gradiente médio de velocidade de floculação: 30 s^{-1} ; tempo de floculação: 15 min; pressão de saturação: 450 kPa. Data de coleta das amostras: 08/07/97 às 9h. Características do esgoto bruto: turbidez: 275 uT; pH: 7,00; temperatura: $21,2\text{ }^{\circ}\text{C}$. Características do efluente do UASB: turbidez: 122 a 132 uT; pH: $6,61 \pm 0,07$; temperatura: $21,4\text{ }^{\circ}\text{C} \pm 0,4\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Fração de recirc. (%)	Quantidade de ar fornecida (g/m^3)	pH após mistura rápida	DQO (mg/L)	Fosfato total (mg/L)	Cor aparente (uC)	NTK (mg/L)	Sulfetos (mg/L)	Alcalinidade Total (mg/L CaCO_3)	Condutividade ($\mu\text{S/cm}$)	Sólidos Totais (mg/L)	Sólidos Fixos Totais (mg/L)	Sólidos Voláteis Totais (mg/L)	Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	Sólidos Suspensos Fixos (mg/L)	Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L)
Esgoto Bruto		7,00 *	805	5,95	1424	72,8	3,57	189	663	550	87	463	240	16	224
Efluente UASB		6,90 *	285	4,83	604	51,5	2,04	131	570	326	165	161	88	24	64
5,0	3,96	6,69	99	4,58	145	-	-	103	544	-	-	-	-	-	-
7,5	5,94	6,69	84	4,69	166	-	-	103	512	-	-	-	-	-	-
10,0	7,92	6,70	86	4,52	167	-	-	113	517	-	-	-	-	-	-
12,5	9,90	6,70	82	4,55	132	-	-	103	503	-	-	-	-	-	-
15,0	11,88	6,71	77	5,08	154	-	-	103	511	-	-	-	-	-	-
17,5	13,85	6,73	95	4,70	145	-	-	98	486	-	-	-	-	-	-
20,0	15,83	6,78	78	4,42	136	31,3	1,42	98	470	242	135	107	18	3	15
22,5	17,81	6,78	102	4,47	156	-	-	103	481	-	-	-	-	-	-
25,0	19,79	6,87	91	4,95	160	-	-	103	450	-	-	-	-	-	-
27,5	21,77	6,87	93	4,25	135	-	-	113	456	-	-	-	-	-	-
30,0	23,75	6,89	98	4,25	194	-	-	103	458	-	-	-	-	-	-

(-) Caracterização não realizada

* pH durante a coleta das amostras

ND – não detectado

TABELA 13– Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação com aplicação de cloreto férrico em instalação piloto de fluxo contínuo (flotador) com efluente de reator protótipo UASB (Item 4.7.2). Valores de fração de recirculação (em vazão) testados: 20, 30 e 40%. Dosagem de cloreto férrico: 65 mg/L; taxa de aplicação superficial (TAS): 140 m³/m²/dia; tempo de mistura rápida (Tmr): 260 s; gradiente médio de velocidade de floculação (Gf): 80 s⁻¹; tempo de floculação (Tf): 25 min; pressão de saturação (P_{sat}): 550 ± 10 kPa. Data do ensaio: 07/11/97.

Ensaio	Hora do dia	Vazão (L/h) de recirculação	Fração (%) de Recirculação	S* (g ar/m ³ de água)	Turbidez (uT)			pH				Temperatura (°C)		
					Esgoto bruto	Efluente UASB	Efluente Flotador	Esgoto bruto	Efluente UASB	Coagulação	Efluente Flotador	Esgoto bruto	Efluente UASB	Efluente Flotador
	09:15	254 ± 5	40 ± 0,8	29,5 ± 0,5	-	65,2	31,5	-	-	-	-	-	-	-
	09:30	254 ± 5	40 ± 0,8	29,5 ± 0,5	-	92,5	29,7	-	-	-	-	-	-	-
	09:45	254 ± 5	40 ± 0,8	29,5 ± 0,5	-	67,0	30,3	-	-	-	-	-	-	-
	10:00	254 ± 5	40 ± 0,8	29,5 ± 0,5	-	79,7	29,3	-	-	-	-	-	-	-
	10:15	254 ± 5	40 ± 0,8	29,5 ± 0,5	-	71,0	28,5	-	-	-	-	-	-	-
	10:30	254 ± 5	40 ± 0,8	29,5 ± 0,5	-	62,8	30,5	-	-	-	-	-	-	-
CF 1.1	10:45	254 ± 5	40 ± 0,8	29,5 ± 0,5	277	68,0	30,6	6,49	6,08	6,15	6,14	27,2	27,7	27,8
CF 1.2	11:00	254 ± 5	40 ± 0,8	29,5 ± 0,5	262	58,8	32,7	6,44	6,06	6,13	6,15	27,1	27,5	28,0
CF 1.3	11:15	254 ± 5	40 ± 0,8	29,5 ± 0,5	271	62,1	32,1	6,46	6,05	6,10	6,14	27,1	27,7	28,1
	11:30	205 ± 5	30 ± 0,7	22,1 ± 0,5	-	60,9	34,4	-	-	-	-	-	-	-
	11:45	205 ± 5	30 ± 0,7	22,1 ± 0,5	-	70,5	31,5	-	-	-	-	-	-	-
	12:00	205 ± 5	30 ± 0,7	22,1 ± 0,5	-	55,4	33,6	-	-	-	-	-	-	-
	12:15	205 ± 5	30 ± 0,7	22,1 ± 0,5	-	69,1	37,7	-	-	-	-	-	-	-
CF 2.1	12:30	205 ± 5	30 ± 0,7	22,1 ± 0,5	251	59,2	37,7	6,28	6,10	6,16	6,16	27,4	27,9	28,8
CF 2.2	12:45	205 ± 5	30 ± 0,7	22,1 ± 0,5	267	60,8	37,1	6,30	6,09	6,14	6,16	27,6	28,1	28,9
CF 2.3	13:00	205 ± 5	30 ± 0,7	22,1 ± 0,5	255	60,2	37,6	6,27	6,10	6,14	6,15	27,7	28,1	28,7
	13:15	148 ± 3	20 ± 0,4	14,8 ± 0,3	-	72,5	38,1	-	-	-	-	-	-	-
	13:30	148 ± 3	20 ± 0,4	14,8 ± 0,3	-	74,1	37,8	-	-	-	-	-	-	-
	13:45	148 ± 3	20 ± 0,4	14,8 ± 0,3	-	72,5	38,0	-	-	-	-	-	-	-
	14:00	148 ± 3	20 ± 0,4	14,8 ± 0,3	-	64,4	43,6	-	-	-	-	-	-	-
CF 3.1	14:15	148 ± 3	20 ± 0,4	14,8 ± 0,3	267	68,7	45,2	6,32	6,12	6,16	6,18	27,7	27,8	28,5
CF 3.2	14:30	148 ± 3	20 ± 0,4	14,8 ± 0,3	259	71,2	42,3	6,34	6,14	6,18	6,17	27,3	27,6	28,6
CF 3.3	14:45	148 ± 3	20 ± 0,4	14,8 ± 0,3	261	69,1	43,1	6,35	6,12	6,18	6,20	27,2	27,8	28,6

(-) Medida não realizada

TABELA 14 – Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação com aplicação de cloreto férrico em instalação piloto de fluxo contínuo (flotador) com efluente de reator protótipo UASB (Item 4.7.2). *Valores de fração de recirculação (em vazão) testados: 20, 30 e 40%. Dosagem de cloreto férrico: 65 mg/L; taxa de aplicação superficial (TAS): 140 m³/m²/dia; tempo de mistura rápida (Tmr): 260 s; gradiente médio de velocidade de floculação (Gf): 80 s⁻¹; tempo de floculação (Tf): 25 min; pressão de saturação (Psat): 550 ± 10 kPa. Data do ensaio: 07/11/97.*

	Ensaio					Ensaio					Ensaio				
	CF 1.1 – CF 1.2 – CF 1.3					CF 2.1 – CF 2.2 – CF 2.3					CF 3.1 – CF 3.2 – CF 3.3				
	Esgoto bruto	Efl. UASB	Efl. Flotador			Esgoto bruto	Efl. UASB	Efl. Flotador			Esgoto bruto	Efl. UASB	Efl. Flotador		
			CF 1.1	CF 1.2	CF 1.3			CF 2.1	CF 2.2	CF 2.3			CF 3.1	CF 3.2	CF 3.3
DQO (mg/L)	920	370	59	61	56	929	382	70	68	70	916	315	73	73	70
DQO solúvel (mg/L)	345	163	38 *			383	179	43 **			334	172	46 ***		
DBO (mg/L)	393	125	37 *			-	-	-			-	-	-		
Fosfato Total (mg/L)	22,9	20,1	9,0	9,5	8,9	21,4	20,9	10,0	9,2	10,6	19,8	20,1	10,6	11,1	10,3
Fosfato Solúvel (mg/L)	19,4	19,4	5,7 *			17,0	18,8	5,7			16,6	19,7	6,6 ***		
Cor aparente (uC)	1324	636	195	187	192	1352	680	230	221	232	1192	620	255	261	258
NTK (mg/L)	37,0	48,0	31,8 *			-	-	-			-	-	-		
Sulfetos (mg/L)	2,8	1,6	0,3 *			-	-	-			-	-	-		
Alcalinidade Total (mg CaCO ₃ /L)	131	213	168 *			-	-	-			-	-	-		
Condutividade (µS/cm)	507	527	565	551	569	402	550	569	578	575	450	576	590	601	598
ST (mg/L)	469	286	189 *			440	280	193 **			397	250	195 ***		
SF (mg/L)	203	143	118 *			173	139	125 **			147	127	126 ***		
SV (mg/L)	266	143	71 *			267	141	68 **			250	123	69 ***		
SST (mg/L)	178	89	23 *			193	94	25 **			160	87	29 ***		
SSF (mg/L)	31	23	10 *			29	30	6 **			22	26	9 ***		
SSV (mg/L)	147	66	13 *			164	64	19 **			138	61	20 ***		
Col. Totais (NMP/100mL)	3,3x10 ⁶	2,7x10 ⁵	2x10 ⁴ *			-	-	-			-	-	-		
Col. Fecais (NMP/100mL)	4,1x10 ⁴	3,8x10 ³	1x10 ³ *			-	-	-			-	-	-		
Zn (mg/L)	0,20	1,32	ND *			-	-	-			-	-	-		
Pb (mg/L)	ND	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		
Cd (mg/L)	ND	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		
Ni (mg/L)	ND	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		
Fe (mg/L)	3,20	2,76	5,60 *			-	-	-			-	-	-		
Mn (mg/L)	ND	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		
Cu (mg/L)	0,08	2,80	0,08 *			-	-	-			-	-	-		
Cr (mg/L)	ND	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		

ND Não detectado

(-) Determinações não realizadas

(*) Determinações realizadas em amostra composta de mistura do efluente dos ensaios CF1.1, CF1.2 e CF1.3.

(**) Idem para CF2.1, CF2.2 e CF2.3.

(***) Idem para CF3.1, CF3.2 e CF3.3.

TABELA 15 – Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação com aplicação de cloreto férrico em instalação piloto de fluxo contínuo (flotador) com efluente de reator protótipo UASB (Item 4.7.2). *Valores de fração de recirculação (em vazão) testados: 20; 30 e 40%. Dosagem de cloreto férrico: 65 mg/L; taxa de aplicação superficial (TAS): 210 m³/m²/dia; tempo de mistura rápida (Tmr): 260 s; gradiente médio de velocidade de floculação (Gf): 80 s⁻¹; tempo de floculação (Tf): 25 min; pressão de saturação (Psat): 550 ± 10 kPa. Data do ensaio: 11/11/97.*

Ensaio	Hora do dia	Vazão de recirculação (L/h)	Fração (%) de Recirculação	S* (g ar/m ³ de água)	Turbidez			pH				Temperatura		
					Esgoto bruto	Efluente UASB	Efluente Flotador	Esgoto bruto	Efluente UASB	Coagulação	Efluente Flotador	Esgoto bruto	Efluente UASB	Efluente Flotador
	08:45	381 ± 5	40 ± 0,5	21,5± 0,3	-	46,3	17,4	-	-	-	-	-	-	-
	09:00	381 ± 5	40 ± 0,5	21,5± 0,3	-	65,3	22,5	-	-	-	-	-	-	-
	09:15	381 ± 5	40 ± 0,5	21,5± 0,3	-	50,1	25,5	-	-	-	-	-	-	-
	09:30	381 ± 5	40 ± 0,5	21,5± 0,3	-	65,5	26,6	-	-	-	-	-	-	-
	09:45	381 ± 5	40 ± 0,5	21,5± 0,3	-	66,3	27,8	-	-	-	-	-	-	-
CF 4.1	10:00	381 ± 5	40 ± 0,5	21,5± 0,3	274	70,5	28,3	6,44	6,20	6,14	6,18	27,9	27,8	28,4
CF 4.2	10:15	381 ± 5	40 ± 0,5	21,5± 0,3	263	73,6	28,5	6,43	6,20	6,14	6,18	27,9	27,8	28,5
CF 4.3	10:30	381 ± 5	40 ± 0,5	21,5± 0,3	257	74,9	28,7	6,43	6,20	6,13	6,18	28,0	27,9	28,6
	10:45	307 ± 5	30 ± 0,5	17,4± 0,2	-	84,7	30,2	-	-	-	-	-	-	-
	11:00	307 ± 5	30 ± 0,5	17,4± 0,2	-	95,0	29,9	-	-	-	-	-	-	-
	11:15	307 ± 5	30 ± 0,5	17,4± 0,2	-	78,9	32,6	-	-	-	-	-	-	-
	11:30	307 ± 5	30 ± 0,5	17,4± 0,2	-	70,8	33,8	-	-	-	-	-	-	-
CF 5.1	11:45	307 ± 5	30 ± 0,5	17,4± 0,2	227	70,0	34,5	6,29	6,18	6,15	6,17	28,1	28,3	29,2
CF 5.2	12:00	307 ± 5	30 ± 0,5	17,4± 0,2	235	70,8	37,4	6,31	6,19	6,14	6,17	28,1	28,3	29,2
CF 5.3	12:15	307 ± 5	30 ± 0,5	17,4± 0,2	231	73,1	39,3	6,29	6,21	6,15	6,17	28,4	28,4	29,4
	12:30	221 ± 5	20 ± 0,5	12,6± 0,2	-	72,9	43,1	-	-	-	-	-	-	-
	12:45	221 ± 5	20 ± 0,5	12,6± 0,2	-	122	43,6	-	-	-	-	-	-	-
	13:00	221 ± 5	20 ± 0,5	12,6± 0,2	-	76,2	45,9	-	-	-	-	-	-	-
	13:15	221 ± 5	20 ± 0,5	12,6± 0,2	-	77,0	46,3	-	-	-	-	-	-	-
CF 6.1	13:30	221 ± 5	20 ± 0,5	12,6± 0,2	237	77,0	47,9	6,29	6,28	6,23	6,20	28,3	28,4	29,8
CF 6.2	13:45	221 ± 5	20 ± 0,5	12,6± 0,2	243	79,5	47,1	6,29	6,28	6,23	6,21	28,5	28,4	29,8
CF 6.3	14:00	221 ± 5	20 ± 0,5	12,6± 0,2	241	79,1	48,0	6,30	6,29	6,23	6,21	28,5	28,4	29,9

(-) Medida não realizada

TABELA 16 – Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação com aplicação de cloreto férrico em instalação piloto de fluxo contínuo (flotador) com efluente de reator protótipo UASB (Item 4.7.2). *Valores de fração de recirculação (em vazão) testados: 20; 30 e 40%. Dosagem de cloreto férrico: 65 mg/L; taxa de aplicação superficial (TAS): 210 m³/m²/dia; tempo de mistura rápida (Tmr): 260 s; gradiente médio de velocidade de floculação (Gf): 80 s⁻¹; tempo de floculação (Tf): 25 min; pressão de saturação (Psat): 550 ± 10 kPa. Data do ensaio: 11/11/97.*

	Ensaio					Ensaio					Ensaio				
	CF 4.1 – CF 4.2 – CF 4.3					CF 5.1 – CF 5.2 – CF 5.3					CF 6.1 – CF 6.2 – CF 6.3				
	Esgoto bruto	Efl. UASB	Efl. Flotador			Esgoto bruto	Efl. UASB	Efl. Flotador			Esgoto bruto	Efl. UASB	Efl. Flotador		
			CF 4.1	CF 4.2	CF 4.3			CF 5.1	CF 5.2	CF 5.3			CF 6.1	CF 6.2	CF 6.3
DQO (mg/L)	954	291	62	67	67	714	273	80	86	91	814	334	107	110	107
DQO solúvel (mg/L)	372	135	43 *			333	188	46 **			302	155	49 ***		
DBO (mg/L)	448	94	25 *			-	-	-			-	-	-		
Fosfato Total (mg/L)	23,2	14,1	7,5	7,6	7,5	20,0	16,4	8,4	8,5	9,1	17,4	17,1	9,3	9,5	9,5
Fosfato Solúvel (mg/L)	18,7	12,8	3,5 *			14,4	14,0	3,2 **			12,6	14,9	3,4 ***		
Cor aparente (uC)	1452	538	223	251	245	1124	630	269	279	297	1248	658	333	341	349
NTK (mg/L)	42,8	42,2	30,1 *			-	-	-			-	-	-		
Sulfetos (mg/L)	-	-	-			-	-	-			-	-	-		
Alcalinidade Total (mg/L CaCO ₃)	171	152	120 *			-	-	-			-	-	-		
Condutividade (µS/cm)	477	398	406	423	431	369	464	421	423	447	392	469	418	426	441
ST (mg/L)	678	262	180 *			550	266	216 **			488	326	244 ***		
SF (mg/L)	158	128	106 *			184	124	144 **			198	184	162 ***		
SV (mg/L)	520	134	74 *			366	142	72 **			290	142	82 ***		
SST (mg/L)	239	102	25 *			154	78	41 **			160	101	46 ***		
SSF (mg/L)	39	32	14 *			17	15	21 **			21	28	18 ***		
SSV (mg/L)	200	70	11 *			137	63	20 **			139	73	28 ***		
Col. Totais (NMP/100mL)	7,6x10 ⁷	2,1x10 ⁶	4x10 ⁵ *			-	-	-			-	-	-		
Col. Fecais (NMP/100mL)	2,2x10 ⁶	8,6x10 ⁴	3x10 ⁴ *			-	-	-			-	-	-		
Zn (mg/L)	0,20	0,12	0,08 *			-	-	-			-	-	-		
Pb (mg/L)	ND	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		
Cd (mg/L)	ND	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		
Ni (mg/L)	ND	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		
Fe (mg/L)	2,20	2,68	7,76 *			-	-	-			-	-	-		
Mn (mg/L)	ND	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		
Cu (mg/L)	ND	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		
Cr (mg/L)	ND	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		

ND Não detectado

(-) Determinações não realizadas

(*) Determinações realizadas em amostra composta de mistura do efluente dos ensaios CF4.1, CF4.2 e CF4.3.

(**) Idem para CF5.1, CF5.2 e CF5.3.

(***) Idem para CF6.1, CF6.2 e CF6.3.

TABELA 17 – Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação com aplicação de polímero catiônico em instalação piloto de fluxo contínuo (flotador) com efluente de reator protótipo UASB (Item 4.7.3). *Valores de fração de recirculação (em vazão) testados: 20; 30 e 40%.* Dosagem de polímero catiônico: 7 mg/L; taxa de aplicação superficial (TAS): 140 m³/m²/dia; tempo de mistura rápida (Tmr): 260 s; gradiente médio de velocidade de floculação (Gf): 40 s⁻¹; tempo de floculação (Tf): 25 min; pressão de saturação (Psat): 550 ± 10 kPa. Data do ensaio: 14/11/97.

Ensaio	Hora do dia	Vazão de recirculação (L/h)	Fração (%) de Recirculação	S* (g ar/m ³ de água)	Turbidez			pH				Temperatura		
					Esgoto bruto	Efluente UASB	Efluente Flotador	Esgoto bruto	Efluente UASB	Coagulação	Efluente Flotador	Esgoto bruto	Efluente UASB	Efluente Flotador
	09:45	254 ± 5	40 ± 0,8	21,5± 0,3	-	59,1	57,1	-	-	-	-	-	-	-
	10:00	254 ± 5	40 ± 0,8	21,5± 0,3	-	54,6	61,7	-	-	-	-	-	-	-
	10:15	254 ± 5	40 ± 0,8	21,5± 0,3	-	58,1	59,1	-	-	-	-	-	-	-
	10:30	254 ± 5	40 ± 0,8	21,5± 0,3	-	60,6	32,3	-	-	-	-	-	-	-
	10:45	254 ± 5	40 ± 0,8	21,5± 0,3	-	59,9	63,1	-	-	-	-	-	-	-
PC 7.1	11:00	254 ± 5	40 ± 0,8	21,5± 0,3	279	89,5	66,7	6,55	6,26	6,42	6,44	28,1	28,4	28,9
PC 7.2	11:15	254 ± 5	40 ± 0,8	21,5± 0,3	285	67,7	68,6	6,54	6,26	6,42	6,44	28,1	28,4	29,0
PC7.3	11:30	254 ± 5	40 ± 0,8	21,5± 0,3	286	64,5	69,2	6,53	6,26	6,42	6,44	28,1	28,4	29,2
	11:45	205 ± 5	30 ± 0,7	17,4± 0,3	-	65,6	70,2	-	-	-	-	-	-	-
	12:00	205 ± 5	30 ± 0,7	17,4± 0,3	-	63,5	70,2	-	-	-	-	-	-	-
	12:15	205 ± 5	30 ± 0,7	17,4± 0,3	-	67,9	70,1	-	-	-	-	-	-	-
	12:30	205 ± 5	30 ± 0,7	17,4± 0,3	-	65,2	71,7	-	-	-	-	-	-	-
PC 8.1	12:45	205 ± 5	30 ± 0,7	17,4± 0,3	257	76,4	73,4	6,44	6,28	6,43	6,46	28,2	28,4	29,3
PC 8.2	13:00	205 ± 5	30 ± 0,7	17,4± 0,3	281	65,3	72,4	6,44	6,28	6,43	6,46	28,2	28,4	29,4
PC 8.3	13:15	205 ± 5	30 ± 0,7	17,4± 0,3	264	58,8	73,2	6,42	6,27	6,44	6,45	28,3	28,4	29,4
	13:30	148 ± 3	20 ± 0,4	12,6± 0,2	-	67,0	74,9	-	-	-	-	-	-	-
	13:45	148 ± 3	20 ± 0,4	12,6± 0,2	-	67,5	75,7	-	-	-	-	-	-	-
	14:00	148 ± 3	20 ± 0,4	12,6± 0,2	-	61,9	76,2	-	-	-	-	-	-	-
	14:15	148 ± 3	20 ± 0,4	12,6± 0,2	-	63,4	77,1	-	-	-	-	-	-	-
PC 9.1	14:30	148 ± 3	20 ± 0,4	12,6± 0,2	276	65,8	77,6	6,40	6,27	6,43	6,45	28,2	28,4	29,2
PC 9.2	14:45	148 ± 3	20 ± 0,4	12,6± 0,2	259	64,3	78,1	6,41	6,27	6,43	6,45	28,2	28,4	29,2
PC 9.3	15:00	148 ± 3	20 ± 0,4	12,6± 0,2	261	72,1	78,3	6,41	6,27	6,43	6,44	28,1	28,4	29,1

(-) Medida não realizada

TABELA 18 – Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação com aplicação de polímero catiônico em instalação piloto de fluxo contínuo (flotador) com efluente de reator protótipo UASB (Item 4.7.3). *Valores de fração de recirculação (em vazão) testados: 20; 30 e 40%.* Dosagem de polímero catiônico: 7 mg/L; taxa de aplicação superficial (TAS): 140 m³/m²/dia; tempo de mistura rápida (Tmr): 260 s; gradiente médio de velocidade de floculação (Gf): 40 s⁻¹; tempo de floculação (Tf): 25 min; pressão de saturação (Psat): 550 ± 10 kPa. Data do ensaio: 14/11/97.

	Ensaio					Ensaio					Ensaio				
	PC 7.1 – PC 7.2 – PC 7.3					PC 8.1 – PC 8.2 – PC 8.3					PC 9.1 – PC 9.2 – PC 9.3				
	Esgoto bruto	Efl. UASB	Efl. Flotador			Esgoto bruto	Efl. UASB	Efl. Flotador			Esgoto bruto	Efl. UASB	Efl. Flotador		
			PC 7.1	PC 7.2	PC 7.3			PC 8.1	PC 8.2	PC 8.3			PC 9.1	PC 9.2	PC 9.3
DQO (mg/L)	1070	310	126	126	133	1050	306	128	136	110	1087	369	147	151	151
DQO solúvel (mg/L)	422	143	65 *			465	139	65 **			298	153	62 ***		
DBO (mg/L)	352	78	31 *			-	-	-			-	-	-		
Fosfato Total (mg/L)	17,5	14,9	14,7	14,8	14,7	15,4	16,9	15,3	15,4	13,9	14,9	15,6	14,9	14,8	15,1
Fosfato Solúvel (mg/L)	15,1	14,7	14,4 *			13,4	15,2	14,1 **			10,8	14,7	13,4 ***		
Cor (uC)	1290	546	380	341	340	1210	670	378	347	340	1307	632	389	395	381
NTK (mg/L)	33,6	41,6	30,7 *			-	-	-			-	-	-		
Sulfetos (mg/L)	3,1	1,9	0,5 *			-	-	-			-	-	-		
Alcalinidade Total (mg/L CaCO ₃)	139	210	205 *			-	-	-			-	-	-		
Condutividade (µS/cm)	443	552	507	535	564	409	472	534	498	501	376	514	517	526	542
ST (mg/L)	648	334	326 *			624	374	288 **			640	433	290 ***		
SF (mg/L)	212	180	158 *			220	186	156 **			203	197	172 ***		
SV (mg/L)	436	154	168 *			404	188	132 **			437	236	118 ***		
SST (mg/L)	182	83	40 *			168	91	41 **			200	79	44 ***		
SSF (mg/L)	31	13	4 *			24	23	4 **			38	27	2 ***		
SSV (mg/L)	153	70	36 *			144	68	37 **			162	52	42 ***		
Col. Totais (NMP/100mL)	8,3x10 ⁷	9,6x10 ⁶	4x10 ⁶ *			-	-	-			-	-	-		
Col. Fecais (NMP/100mL)	6,9x10 ⁶	1,1x10 ⁶	5x10 ⁵ *			-	-	-			-	-	-		
Zn (mg/L)	0,20	0,12	0,08 *			-	-	-			-	-	-		
Pb (mg/L)	ND	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		
Cd (mg/L)	ND	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		
Ni (mg/L)	ND	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		
Fe (mg/L)	3,44	4,12	0,96 *			-	-	-			-	-	-		
Mn (mg/L)	0,04	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		
Cu (mg/L)	0,12	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		
Cr (mg/L)	ND	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		

ND Não detectado

(-) Determinações não realizadas

(*) Determinações realizadas em amostra composta de mistura do efluente dos ensaios PC7.1, PC7.2 e PC7.3.

(**) Idem para PC8.1, PC8.2 e PC8.3.

(***) Idem para PC9.1, PC9.2 e PC9.3.

TABELA 19 – Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação com aplicação de polímero catiônico em instalação piloto de fluxo contínuo (flotador) com efluente de reator protótipo UASB (Item 4.7.3). *Valores de fração de recirculação (em vazão) testados: 20; 30 e 40%.* Dosagem de polímero catiônico: 7 mg/L; taxa de aplicação superficial (TAS): 210 m³/m²/dia; tempo de mistura rápida (Tmr): 260 s; gradiente médio de velocidade de floculação (Gf): 40 s⁻¹; tempo de floculação (Tf): 25 min; pressão de saturação (Psat): 550 ± 10 kPa. Data do ensaio: 20/11/97.

Ensaio	Hora do dia	Vazão de recirculação (L/h)	Fração (%) de Recirculação	Sp ^{*p} (g ar/m ³ de água)	Turbidez			pH				Temperatura		
					Esgoto bruto	Efluente UASB	Efluente Flotador	Esgoto bruto	Efluente UASB	Coagulação	Efluente Flotador	Esgoto bruto	Efluente UASB	Efluente Flotador
	09:30	381 ± 5	40 ± 0,5	21,5± 0,3	-	49,9	23,7	-	-	-	-	-	-	-
	09:45	381 ± 5	40 ± 0,5	21,5± 0,3	-	44,5	27,8	-	-	-	-	-	-	-
	10:00	381 ± 5	40 ± 0,5	21,5± 0,3	-	40,2	30,2	-	-	-	-	-	-	-
	10:15	381 ± 5	40 ± 0,5	21,5± 0,3	-	43,5	33,3	-	-	-	-	-	-	-
PC 10.1	10:30	381 ± 5	40 ± 0,5	21,5± 0,3	283	49,9	36,2	6,63	6,45	6,62	6,62	26,0	26,3	26,6
PC 10.2	10:45	381 ± 5	40 ± 0,5	21,5± 0,3	275	53,7	38,5	6,59	6,45	6,62	6,63	26,0	26,3	26,8
PC 10.3	11:00	381 ± 5	40 ± 0,5	21,5± 0,3	290	52,4	39,2	6,62	6,45	6,61	6,63	26,2	26,3	26,9
	11:15	307 ± 5	40 ± 0,5	17,4± 0,2	-	74,8	43,9	-	-	-	-	-	-	-
	11:30	307 ± 5	30 ± 0,5	17,4± 0,2	-	52,1	45,4	-	-	-	-	-	-	-
	11:45	307 ± 5	30 ± 0,5	17,4± 0,2	-	50,4	46,9	-	-	-	-	-	-	-
	12:00	307 ± 5	30 ± 0,5	17,4± 0,2	-	56,8	50,1	-	-	-	-	-	-	-
PC 11.1	12:15	307 ± 5	30 ± 0,5	17,4± 0,2	266	50,0	51,5	6,45	6,42	6,63	6,64	26,3	26,5	27,3
PC 11.2	12:30	307 ± 5	30 ± 0,5	17,4± 0,2	254	52,8	51,3	6,47	6,42	6,62	6,64	26,3	26,5	27,3
PC 11.3	12:45	307 ± 5	30 ± 0,5	17,4± 0,2	268	54,3	52,2	6,47	6,41	6,62	6,63	26,3	26,5	27,4
	13:00	221 ± 5	30 ± 0,5	12,6± 0,2	-	51,4	55,6	-	-	-	-	-	-	-
	13:15	221 ± 5	20 ± 0,5	12,6± 0,2	-	57,8	56,9	-	-	-	-	-	-	-
	13:30	221 ± 5	20 ± 0,5	12,6± 0,2	-	56,7	61,0	-	-	-	-	-	-	-
	13:45	221 ± 5	20 ± 0,5	12,6± 0,2	-	59,4	63,8	-	-	-	-	-	-	-
PC 12.1	14:00	221 ± 5	20 ± 0,5	12,6± 0,2	239	63,6	64,0	6,49	6,41	6,59	6,61	26,3	26,5	27,4
PC 12.2	14:15	221 ± 5	20 ± 0,5	12,6± 0,2	245	57,2	64,6	6,48	6,41	6,59	6,60	26,3	26,5	27,4
PC 12.3	14:30	221 ± 5	20 ± 0,5	12,6± 0,2	233	61,1	64,3	6,49	6,41	6,58	6,60	26,4	26,5	27,4

(-) Medida não realizada

TABELA 20 – Resultados obtidos em ensaios de coagulação-floculação-flotação com aplicação de polímero catiônico em instalação piloto de fluxo contínuo (flotador) com efluente de reator protótipo UASB (Item 4.7.3). *Valores de fração de recirculação (em vazão) testados: 20; 30 e 40%.* Dosagem de polímero catiônico: 7 mg/L; taxa de aplicação superficial (TAS): 210 m³/m²/dia; tempo de mistura rápida (Tmr): 260 s; gradiente médio de velocidade de floculação (Gf): 40 s⁻¹; tempo de floculação (Tf): 25 min; pressão de saturação (Psat): 550 ± 10 kPa. Data do ensaio: 20/11/97.

	Ensaio					Ensaio					Ensaio				
	PC 10.1 – PC 10.2 – PC 10.3					PC 11.1 – PC 11.2 – PC 11.3					PC 12.1 – PC 12.2 – PC 12.3				
	Esgoto bruto	Efl. UASB	Efl. Flotador			Esgoto bruto	Efl. UASB	Efl. Flotador			Esgoto bruto	Efl. UASB	Efl. Flotador		
			PC 10.1	PC 10.2	PC 10.3			PC 11.1	PC 11.2	PC 11.3			PC 12.1	PC 12.2	PC 12.3
DQO (mg/L)	801	258	78	80	80	913	277	104	102	104	805	289	125	110	116
DQO solúvel (mg/L)	327	134	51 *			424	151	65 **			366	146	59 ***		
DBO (mg/L)	370	73	28 *			-	-	-			-	-	-		
Fosfato Total (mg/L)	21,5	13,4	10,9	11,4	10,8	20,2	15,7	14,1	14,4	14,2	17,8	17,6	16,3	16,3	16,4
Fosfato Solúvel (mg/L)	18,2	11,8	9,7 *			16,5	15,1	12,4 **			13,9	15,2	14,3 ***		
Cor (uC)	1330	460	230	246	250	1350	537	305	298	242	1203	502	392	305	352
NTK (mg/L)	34,7	34,1	25,5 *			-	-	-			-	-	-		
Sulfetos (mg/L)	0,88	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		
Alcalinidade Total (mg/L CaCO ₃)	164	193	177 *			-	-	-			-	-	-		
Condutividade (µS/cm)	493	447	407	422	440	424	495	483	472	489	413	494	487	501	496
ST (mg/L)	614	310	212 *			582	310	174 **			486	358	280 ***		
SF (mg/L)	206	110	80 *			226	132	68 **			190	141	136 ***		
SV (mg/L)	408	200	132 *			356	178	106 **			296	217	144 ***		
SST (mg/L)	188	68	21 *			175	75	34 **			168	73	32 ***		
SSF (mg/L)	24	21	1 *			19	16	3 **			13	20	2 ***		
SSV (mg/L)	165	47	20 *			156	60	31 **			155	53	30 ***		
Col. Totais (NMP/100mL)	1,5x10 ⁸	2,3x10 ⁷	1x10 ⁷ *			-	-	-			-	-	-		
Col. Fecais (NMP/100mL)	1,7x10 ⁷	6,3x10 ⁶	3x10 ⁶ *			-	-	-			-	-	-		
Zn (mg/L)	0,12	0,12	ND *			-	-	-			-	-	-		
Pb (mg/L)	ND	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		
Cd (mg/L)	ND	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		
Ni (mg/L)	ND	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		
Fe (mg/L)	ND	3,84	0,72 *			-	-	-			-	-	-		
Mn (mg/L)	0,04	0,04	ND *			-	-	-			-	-	-		
Cu (mg/L)	ND	0,08	0,04 *			-	-	-			-	-	-		
Cr (mg/L)	ND	ND	ND *			-	-	-			-	-	-		

ND Não detectado

(-) Determinações não realizadas

(*) Determinações realizadas em amostra composta de mistura do efluente dos ensaios PC10.1, PC10.2 e PC10.3.

(**) Idem para PC11.1, PC11.2 e PC11.3.

(***) Idem para PC12.1, PC12.2 e PC12.3.

APÊNDICE 2

TABELA 1 – Ensaios com a câmara de saturação.

Data	Hora	Temp. ar (° C)	Temp. água (° C)	Pressão de vapor (mmHg)	Vazão de recirculação (L/h)	TAS Câmara de Saturação (m3/m2.dia)	Pressão Câmara de Saturação (kPa)	Pressão Atmosférica (mmHg)	Volume Inicial (mL)	Volume Final (mL)	Volume Retirado (mL)	Volume Ar (mL)	Vol. Água utilizado no ensaio (mL)	Vol. Ar liberado no ensaio (mL)	Saturação em volume nas Condições Ambientais (mL/L)	Saturação em Peso (Sp) (mg/L)	Eficiência Câmara de Saturação (%)
06/11/97	09:40	25,5	25,2	24,04	381	72,8	550	658,0	96,0	13,7	50,0	42,7	123,3	9,04	73,34	73,64	64,9
06/11/97	10:20	26,0	25,4	25,21	381	72,8	550	658,0	97,8	19,2	50,0	42,9	119,8	8,84	73,81	73,93	65,1
06/11/97	11:00	26,8	25,4	24,33	307	58,6	550	658,0	95,6	20,1	50,0	43,0	116,8	8,74	74,85	75,07	66,1
06/11/97	11:30	28,0	25,5	24,48	307	58,6	550	658,0	97,6	18,2	50,0	42,8	120,5	8,94	74,22	74,39	65,5
06/11/97	12:00	29,0	25,7	24,77	254	48,5	550	657,5	94,4	25,8	50,0	43,3	110,2	8,44	76,62	76,65	67,5
06/11/97	12:30	29,8	25,8	24,92	254	48,5	550	657,5	94,4	22,5	50,0	43,1	113,3	8,64	76,28	76,27	67,2
06/11/97	13:00	30,5	26,0	25,21	222	42,4	550	657,0	95,5	7,3	50,0	41,9	128,4	9,84	76,66	76,50	67,4
06/11/97	13:30	30,8	26,1	25,36	222	42,4	550	657,0	94,8	11,8	50,0	42,2	123,5	9,54	77,27	77,07	67,9
06/11/97	14:10	31,3	26,2	25,51	205	39,2	550	657,0	93,6	5,6	50,0	41,8	128,1	9,94	77,62	77,37	68,2
06/11/97	14:40	31,8	26,4	25,81	205	39,2	550	656,5	92,5	8,3	50,0	42,0	124,5	9,74	78,26	77,86	68,6
06/11/97	15:20	32,1	26,4	25,81	148	28,3	550	656,5	94,0	20,0	50,0	42,8	115,1	8,94	77,70	77,30	68,1
06/11/97	15:50	32,3	26,5	25,97	148	28,3	550	656,5	96,2	18,9	50,0	42,6	118,2	9,14	77,35	76,91	67,8
14/11/97	10:20	27,0	28,8	29,70	254	48,5	550	654,0	96,0	25,4	50,0	43,4	112,3	8,34	74,29	72,58	63,9
14/11/97	12:00	29,5	29,2	30,40	205	39,2	550	654,0	95,0	21,6	50,0	43,3	115,0	8,44	73,42	71,55	63,0
14/11/97	14:00	31,5	29,2	30,40	148	28,3	550	653,5	98,0	22,2	50,0	42,7	116,8	9,04	77,42	75,39	66,4
20/11/97	09:20	23,0	25,7	24,77	254	48,5	550	654,5	94,2	14,8	50,0	42,7	120,4	9,04	75,11	74,78	65,9
20/11/97	11:15	26,5	27,0	26,74	205	39,2	550	654,5	97,4	23,4	50,0	42,5	114,8	9,24	80,52	79,57	70,1
20/11/97	13:00	29,0	27,6	27,70	148	28,3	550	654,5	91,5	16,3	50,0	43,0	116,5	8,74	75,05	73,91	65,1

TABELA 2 – Caracterização físico-química simplificada do efluente do reator UASB ao longo de 24 horas. Amostras coletadas das 18:00 do dia 30/09/97 (terça-feira) às 6:00 do dia 01/10/97 (quarta-feira) e das 6:00 às 18:00 do dia 06/10/97 (segunda-feira).

Data	Hora	Temperatura (°C)	pH	Alcalinidade total (mg/L de CaCO ₃)	DQO não filtrada (mg/L)	DQO filtrada (mg/L)	Fosfato Total (mg/L)	Sólidos Totais (mg/L)	Sólidos Totais Fixos (mg/L)	Sólidos Totais Voláteis (mg/L)	Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	Sólidos Suspensos Fixos (mg/L)	Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L)
30/09/97	18:00	27,0	6,65	165	277	87	15,60	323	191	132	90	23	67
30/09/97	19:00	26,9	6,90	165	213	96	23,40	333	180	153	89	24	65
30/09/97	20:00	26,8	6,95	160	358	75	15,00	361	179	182	109	30	78
30/09/97	21:00	26,5	7,20	160	274	83	13,50	363	167	196	61	6	55
30/09/97	22:00	26,1	7,10	155	143	83	14,70	302	156	146	73	21	52
30/09/97	23:00	25,6	7,00	155	174	75	12,58	244	139	105	60	14	46
01/10/97	00:00	25,0	7,00	155	233	78	12,44	178	48	130	67	15	51
01/10/97	01:00	24,6	7,00	165	207	86	13,17	243	21	222	38	8	31
01/10/97	02:00	24,4	7,00	150	223	88	12,27	267	144	123	42	6	37
01/10/97	03:00	24,1	6,85	145	318	220	11,26	371	136	235	41	7	35
01/10/97	04:00	24,0	7,00	160	281	104	12,09	258	156	102	98	22	76
01/10/97	05:00	23,9	7,00	120	180	46	10,14	133	20	113	43	9	34
01/10/97	06:00	24,0	7,10	115	136	65	8,89	142	102	40	33	6	27
06/10/97	06:00	24,3	7,00	150	583	70	7,45	145	26	119	35	8	27
06/10/97	07:00	24,5	6,95	190	418	67	11,03	171	52	119	34	11	24
06/10/97	08:00	25,1	7,00	150	496	62	10,58	158	55	103	30	11	19
06/10/97	09:00	25,8	7,15	170	408	64	13,78	246	155	91	28	7	20
06/10/97	10:00	26,5	6,70	115	207	62	11,87	186	24	162	51	13	37
06/10/97	11:00	27,0	6,60	95	216	65	13,95	184	28	156	52	14	38
06/10/97	12:00	27,3	6,70	110	226	253	10,36	574	164	410	156	28	128
06/10/97	13:00	27,7	7,10	160	243	51	15,19	297	153	144	76	19	57
06/10/97	14:00	28,1	7,00	170	260	78	18,10	289	138	151	76	22	54
06/10/97	15:00	28,1	7,05	160	272	91	17,22	317	161	156	78	20	58
06/10/97	16:00	28,0	7,20	175	562	70	19,87	327	155	172	65	17	48
06/10/97	17:00	27,9	7,00	160	236	70	18,55	304	127	177	56	16	40
06/10/97	18:00	27,8	7,10	165	236	73	15,34	243	110	133	67	19	48

TABELA 3 – Caracterização físico-química simplificada do esgoto sanitário afluente do reator UASB ao longo de 24 horas. Amostras coletadas das 18:00 do dia 30/09/97 (terça-feira) às 6:00 do dia 01/10/97 (quarta-feira) e das 6:00 às 18:00 do dia 06/10/97 (segunda-feira).

Data	Hora	Temperatura (°C)	pH	Alcalinidade total (mg/L de CaCO ₃)	DQO não filtrada (mg/L)	DQO filtrada (mg/L)	Fosfato Total (mg/L)	Sólidos Totais (mg/L)	Sólidos Totais Fixos (mg/L)	Sólidos Totais Voláteis (mg/L)	Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	Sólidos Suspensos Fixos (mg/L)	Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L)
30/09/97	18:00	27,3	7,40	110	559	208	11,00	829	106	723	185	29	156
30/09/97	19:00	27,1	6,80	105	429	99	11,50	489	192	297	246	44	202
30/09/97	20:00	26,9	7,10	115	463	180	11,20	357	130	227	137	18	118
30/09/97	21:00	26,4	7,05	105	562	178	9,80	425	128	297	153	17	136
30/09/97	22:00	25,8	7,25	115	342	139	10,10	329	77	252	94	11	83
30/09/97	23:00	25,2	7,10	135	338	155	9,72	363	144	219	119	14	104
01/10/97	00:00	24,6	7,10	140	395	225	8,06	309	99	210	120	14	106
01/10/97	01:00	24,4	7,05	100	221	78	6,68	217	80	137	46	3	43
01/10/97	02:00	24,1	7,00	110	182	65	5,27	165	76	89	39	5	34
01/10/97	03:00	23,9	7,15	75	58	25	4,80	71	36	35	30	4	26
01/10/97	04:00	23,8	7,00	130	85	36	3,73	131	18	113	32	5	27
01/10/97	05:00	23,6	7,00	60	73	33	4,41	122	56	66	26	4	21
01/10/97	06:00	23,9	7,10	100	243	62	9,62	273	26	247	85	11	74
06/10/97	06:00	24,5	6,80	80	718	133	17,24	174	84	90	48	10	38
06/10/97	07:00	24,7	7,10	160	1188	221	19,16	368	199	169	115	16	99
06/10/97	08:00	25,4	7,20	185	1724	302	27,16	631	206	425	348	32	316
06/10/97	09:00	26,1	7,10	130	1598	292	31,44	679	246	433	368	76	292
06/10/97	10:00	26,9	6,80	150	1226	298	29,42	686	220	466	319	81	237
06/10/97	11:00	27,3	7,40	125	1542	359	28,56	596	119	477	235	32	203
06/10/97	12:00	27,6	7,00	170	1520	194	30,73	349	94	255	109	17	91
06/10/97	13:00	27,9	6,80	95	1052	877	23,86	632	227	405	185	28	158
06/10/97	14:00	28,2	6,80	100	1070	596	19,65	574	117	457	183	19	164
06/10/97	15:00	28,3	6,00	50	1032	730	18,97	683	200	483	227	42	185
06/10/97	16:00	28,1	6,30	65	1188	873	16,36	472	82	390	162	14	148
06/10/97	17:00	27,8	6,30	90	889	518	16,06	417	142	275	141	18	123
06/10/97	18:00	27,7	6,40	85	782	775	15,21	426	55	371	214	24	190