



**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL,
ARQUITETURA E URBANISMO**

**ESTUDOS COMPARATIVOS DE FLOCULAÇÃO HIDRÁULICA
PARA ÁGUAS DE ABASTECIMENTO EM REATORES DE
FLUXO ASCENDENTE DOTADOS DE SEIXOS ROLADOS E DE
MATERIAIS SINTÉTICOS**

Milma Roza de Lima

Campinas

2010



**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL,
ARQUITETURA E URBANISMO**

Milma Roza de Lima

**ESTUDOS COMPARATIVOS DE FLOCULAÇÃO HIDRÁULICA
PARA ÁGUAS DE ABASTECIMENTO EM REATORES DE
FLUXO ASCENDENTE DOTADOS DE SEIXOS ROLADOS E DE
MATERIAIS SINTÉTICOS**

Dissertação apresentada à Comissão de Pós-Graduação da Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e Urbanismo da Universidade Estadual de Campinas, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil, na área de concentração de Saneamento e Ambiente.

Orientador: Prof. Dr. Ruben Bresaola Junior

Campinas

2010

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA E ARQUITETURA - BAE - UNICAMP

L629e Lima, Milma Roza de
Estudos comparativos de floculação hidráulica para
águas de abastecimento em reatores de fluxo ascendente
dotados de seixos rolados e de materiais sintéticos /
Milma Roza de Lima. --Campinas, SP: [s.n.], 2010.

Orientador: Ruben Bresaola Junior.
Dissertação de Mestrado - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e
Urbanismo.

1. Floculação. 2. Água - Purificação - Floculação. 3.
Tratamento de água. 4. Água - Purificação. 5. Água -
Purificação - Remoção de cor. I. Bresaola Junior,
Ruben. II. Universidade Estadual de Campinas.
Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e Urbanismo.
III. Título.

Título em Inglês: Comparative studies of hydraulic flocculation for supplying water
using up flow reactors dowered with stones and other with synthetic
materials

Palavras-chave em Inglês: Flocculation, Water - Purification - Flocculation, Water
treatment, Water - Purification, Water - Purification - Color
removal

Área de concentração: Saneamento e Ambiente

Titulação: Mestre em Engenharia Civil

Banca examinadora: Carlos Gomes da Nave Mendes, Dione Mari Morita

Data da defesa: 14/10/2010

Programa de Pós Graduação: Engenharia Civil



UNICAMP

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL,
ARQUITETURA E URBANISMO

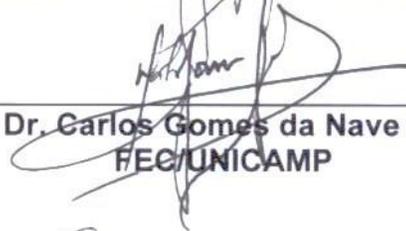
**ESTUDOS COMPARATIVOS DE FLOCULAÇÃO HIDRÁULICA
PARA ÁGUAS DE ABASTECIMENTO EM REATORES DE
FLUXO ASCENDENTE DOTADOS DE SEIXOS ROLADOS E DE
MATERIAIS SINTÉTICOS**

Milma Roza de Lima

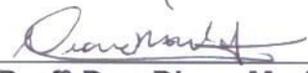
Dissertação apresentada à comissão de pós-graduação da Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e Urbanismo da Universidade Estadual de Campinas, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil, na área de concentração de Saneamento e Ambiente.



Profº Dr. Ruben Bresaola Junior
Presidente e Orientador - FEC/UNICAMP



Profº Dr. Carlos Gomes da Nave Mendes
FEC/UNICAMP



Profº Dra. Dione Mari Morita
USP/POLI

Campinas, 14 de outubro de 2010.

Dedicatória

À minha amada mãe, Maria, pelo apoio e incentivo incansável nos momentos de
dificuldades.

Ao meu pai, irmãos e sobrinhos, especiais em minha vida.

Com amor e gratidão eterna!

Agradecimentos

O meu sincero agradecimento ao meu orientador e amigo Prof. Dr. Ruben Bresaola Junior pela orientação, paciência, compreensão, confiança, oportunidade, apoio, incentivo, ensinamentos e pelas longas e prazerosas conversas.

A todos os membros de minha família pelas manifestações de carinho e apoio recebidos, em especial à minha mãe, que não mediu esforços para que eu pudesse tornar esse sonho realidade.

À Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo – SABESP que permitiu o desenvolvimento da pesquisa junto à Estação de Tratamento de Água de Bragança Paulista.

A todos os colegas de trabalho da SABESP pela colaboração, e em especial aos colegas Márcio Mascarenhas Brasil e Rogério Pinto Delvecchio, cuja contribuição foi essencial na realização desta pesquisa.

Aos professores que participaram da banca de qualificação e da defesa: Prof. Dr. Carlos Gomes Mendes da Nave, Prof. Dr. Ricardo de Lima Isaac e Profa. Dra. Dione Mari Morita cujas recomendações e contribuições foram significativas no desenvolvimento e conclusão deste trabalho.

À Maccaferri do Brasil Ltda. e à Petranova Mineração e Construção Ltda. pela colaboração através da doação dos materiais para as unidades de pesquisa.

Aos amigos Daniele Tonon e Paulo Eduardo Franquini pela amizade e colaboração.

E aos demais colegas e amigos que direta, ou indiretamente, contribuíram para a realização deste trabalho.

A todos vocês o meu sincero e muito obrigada!

“Combati o bom combate, acabei a carreira, guardei a fé”.

(BÍBLIA, II Timóteo 4:7)

RESUMO

LIMA, Milma Roza de. Estudos comparativos de floculação hidráulica para águas de abastecimento em reatores de fluxo ascendente dotados de seixos rolados e de materiais sintéticos. 2010. 206 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e Urbanismo, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2010.

A floculação em meio granular fixo desperta bastante interesse por suas possibilidades de aplicação, principalmente em estações de tratamento de água de pequeno porte (vazões menores que $10 \text{ L}\cdot\text{s}^{-1}$), devido à sua eficiência, compacidade e baixo custo. No entanto, o reduzido volume de vazios proporcionado pelo meio granular quando comparado ao dos materiais sintéticos favorece o aumento excessivo da perda de carga imposta ao escoamento e conseqüentemente o inconveniente de freqüentes necessidades de limpeza.

Diante da necessidade de atenuar ou mesmo eliminar tais considerações operacionais, este trabalho propõe estudos comparativos de eficiência de floculação hidráulica em meios granulares fixos em sistemas pilotos constituídos por seixos rolados de diferentes granulometrias e outro por manta não tecida (PP) e esferas sólidas (ϕ 9 mm, PS). Os ensaios foram realizados com água coagulada da ETA Bragança Paulista (SABESP) para taxas de aplicação superficial de 50, 75, 100, 150, 180, 200, 250, 300 e 350 $\text{m}^3\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{dia}^{-1}$, onde foram determinadas as condições operacionais, o período de floculação e a evolução da perda de carga total.

Os resultados mostraram que a porosidade mais elevada apresentada pelo sistema piloto constituído de manta sintética e esferas sólidas favoreceu o aumento da taxa de colisões entre as partículas coloidais, o que permitiu a geração de manta de lodo, a formação de escoamento laminar, bem como, a facilidade de liberação do lodo retido para recuperação da carga hidráulica disponível.

Palavras-chave: floculação, floculação granular, manta sintética não tecida, esferas sólidas, materiais sintéticos, tratamento de água.

ABSTRACT

LIMA, Milma Roza de. Comparative studies of hydraulic flocculation for supplying water using up flow reactors dowered with stones and other with synthetic materials. 2010. 206 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e Urbanismo, Universidade Estadual de Campinas, Campinas 2010.

The flocculation in fixed granular media arises plenty of interests in its possibility of applying, mainly in the water treatment plants of small size (flow less than $10 \text{ L}\cdot\text{s}^{-1}$), due to its efficiency, compactness and low cost. Nevertheless the reduced volume of voids provided by granular media as compared to the synthetic materials, collaborates to the excessive increasing of head loss imposed to the flowing off and consequently the inconvenient of frequent needs of cleanliness.

Before the need of reduction or even elimination of the such operational considerations, this work suggests comparative studies of the hydraulic flocculation efficiency by fixed granular media in the pilot systems composed by the stones from different granulometries or another one by non woven synthetic fabric (PP) and solid spheres (ϕ 9mm, PS). The tests have been made with coagulated water from ETA Bragança Paulista (SABESP) to superficial applying rates of 50, 75, 100, 150, 180, 200, 250, 300 and $350 \text{ m}^3\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{dia}^{-1}$, where they were determined the working conditions, flocculation time and evolution of head loss.

The results have shown that the most elevated porosity presented in the pilot system composed by non woven synthetic fabric and solid spheres collaborated to the increasing of the collision rates among the particles, which allowed the generation of sludge blanket, the formation of laminar flow such as the facility of discharging of retained sludge for recovery of the hydraulic load available.

Key Words: flocculation, granular flocculation, non woven synthetic fabric, solid spheres, synthetic materials, water treatment.

LISTA DE FIGURAS

	Página
Figura 3.1 - Classificação e distribuição de tamanho dos sólidos em função do tamanho	11
Figura 3.2 - Diagrama típico de coagulação com sulfato de alumínio e potencial zeta – água de turbidez alta em relação à cor verdadeira	16
Figura 3.3 - Esquema de instalação piloto de floculação em pedras	33
Figura 3.4 - Relação entre a turbidez da água decantada após floculação em instalação piloto de meio granular fixo, equipamento jarteste e unidade mecanizada de uma ETA	34
Figura 3.5 - Esquema de floclador de T. Riddick	44
Figura 3.6 - Esquema de uma malha quadrada de fios redondos	47
Figura 3.7 - Esquema de instalação de tela a um ângulo de incidência diferente de 90° sobre uma corrente líquida	49
Figura 3.8 - Esquema de instalação de tela em tanques de decantação, uma possível solução em casos de curtos-circuitos	49
Figura 3.9 - Fotografia da geomanta utilizada nos reator R2	51
Figura 4.1 - Fotografias do local de instalação do sistema piloto R1 e R2 na ETA Bragança Paulista	55
Figura 4.2 - Fotografia com aspectos gerais das instalações dos reatores R1 e R2.....	57
Figura 4.3 - Desenho esquemático do perfil do reator R1 com enchimento de seixos rolados	58
Figura 4.4 - Desenho esquemático do perfil do reator R2 com enchimento de malha e esferas sólidas	58
Figura 4.5 - Fotografia das conexões dos reatores piloto de floculação hidráulica ascendente R1 e R2	60
Figura 4.6 - Fotografia das conexões de descarga, limpeza e entradas de água coagulada dos reatores piloto de fluxo ascendente dos reatores R1 e R2	61

Figura 4.7 - Fotografia das conexões de saída de água floculada dos reatores R1 e R2	61
Figura 4.8 - Fotografias mostrando esferas sólidas de plástico utilizadas como meio poroso do reator R2	63
Figura 4.9 - Fotografia mostrando seção de malha utilizada como meio poroso do reator R2	63
Figura 4.10 - Fotografia mostrando seção de malha utilizada como meio poroso do R2	64
Figura 4.11 - Fotografias mostrando o quadro piezométrico	65
Figura 4.12 - Fotografia do sistema controle de vazão por sifonamento	66
Figura 4.13 - Fotografias das conexões de entrada dos reatores piloto de floculação ascendente dos reatores R1 e R2.....	67
Figura 4.14 - Fotografia do jarro de seção quadrada (2L) utilizado para coleta de amostras para análises físico químicas e sedimentação dos efluentes dos reatores R1 e R2.....	71
Figura 4.15 - Fotografias dos instrumentos de medição utilizados nas análises físico-químicas: (a) colorímetro cor; (b) potenciômetro para pH; (c) turbidímetro e (d) espectrofotômetro	74
Figura 5.1 - Fotografias dos tubos de acrílico antes da recuperação de suas estruturas	79
Figura 5.2 - Fotografias de seções dos tubos de acrílico aproveitados.....	79
Figura 5.3 - Fotografias dos reatores de tubos de acrílico após o processo de recuperação	80
Figura 5.4 - Fotografia mostrando a base em concreto para instalação da plataforma..	81
Figura 5.5 - Fotografias da plataforma (a) e da escada de acesso à mesma (b)	81
Figura 5.6 - Fotografias mostrando os reatores instalados e seus sistemas de fixação à plataforma	82
Figura 5.7 - Fotografia do béquer 0,5 L utilizado para enchimento do reator R1 com seixos rolados	83
Figura 5.8 - Fotografia do reator R1 após enchimento com seixos rolados e do R2 com enchimento da malha	83

Figura 5.9 - Fotografias do reator R2 com enchimento da malha, visto de frente e de topo	84
Figura 5.10 - Fotografias do reator R2 com enchimento de esferas	84
Figura 5.11 - Fotografias de amostras de esferas sólidas aplicadas (a) e descartadas (b) na pesquisa.....	85
Figura 5.12 - Fotografia de concepção inicial do sistema de sifonamento hidráulico durante a pesquisa.....	85
Figura 5.13 - Fotografia mostrando o sistema de sifonamento instalado na plataforma do trabalho de pesquisa.....	86
Figura 5.14 - Fotografias, vista externa e interna, do canal de entrada de água coagulada nos floculadores.....	87
Figura 5.15 - Fotografias do canal de entrada de água coagulada nos floculadores	87
Figura 5.16 - Desenho esquemático da estrutura suporte aplicado dentro do canal de água coagulada.....	88
Figura 5.17 - Caixa de nível constante aplicada na etapa inicial da pesquisa	88
Figura 5.18 - Fotografia da vista geral da estrutura dos sistemas pilotos R1 e R2	89
Figura 5.19 - Fotografias dos efluentes dos reatores R1 e R2 após tempo de sedimentação de 7 minutos no início de operação dos mesmos.....	90
Figura 5.20 - Gráfico da variação dos valores de remoção percentual de turbidez para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempo de sedimentação de 1 minuto no decorrer das 15 carreiras de operação	94
Figura 5.21 - Gráfico variação dos valores de remoção percentual de turbidez para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempo de sedimentação de 5 minutos no decorrer das 15 carreiras de operação	95
Figura 5.22 - Gráfico da variação dos valores de remoção percentual de turbidez para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempo de sedimentação de 7 minutos no decorrer das 15 carreiras de operação	96
Figura 5.23 - Gráfico da variação dos valores de remoção percentual de cor aparente para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempo de sedimentação de 1 minuto no decorrer das 15 carreiras de operação	97

Figura 5.24 - Gráfico da variação dos valores de remoção percentual de cor aparente para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempo de sedimentação de 5 minutos no decorrer das 15 carreiras de operação	98
Figura 5.25 - Gráfico variação dos valores de remoção percentual de cor aparente para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempo de sedimentação de 7 minutos no decorrer das 15 carreiras de operação	99
Figura 5.26 - Gráfico da variação dos valores de remoção percentual de turbidez para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos no decorrer das 15 carreiras de operação	101
Figura 5.27 - Gráfico da variação dos valores de remoção percentual de cor aparente para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos no decorrer das 15 carreiras de operação	102
Figura 5.28 - Gráfico da variação dos valores de remoção percentual de turbidez para os efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 0 minuto no decorrer das carreiras de operação de 6 a 15 e de 7 minutos no decorrer das carreiras de operação de 11 a 15.....	108
Figura 5.29 - Gráfico da variação dos valores de remoção percentual de cor aparente para os efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 0 minuto no decorrer das carreiras de operação de 6 a 15 e de 7 minutos no decorrer das carreiras de operação de 11 a 15	109
Figura 5.30 - Gráfico da variação dos valores de remoção percentual de ferro (Fe) total para os efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 0 minuto no decorrer das carreiras de operação de 3 a 15 e de 7 minutos para as carreiras de operação de 11 a 15	111
Figura 5.31 - Gráfico da variação de valores de remoção percentual de manganês (Mn) total para os efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 0 minuto no decorrer das carreiras de operação de 8 a 15 e de 7 minutos para as carreira de operação de 11 a 15.....	112
Figura 5.32 - Gráfico de dispersão dos valores de remoção percentual de turbidez e cor aparente para os efluentes não filtrados dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos no decorrer das 15 carreiras de operação	117

Figura 5.33 - Fotografias do reator R1 com formação de flocos (carreira de operação 13 em 09/12/2007)	125
Figura 5.34 - Fotografias do reator R2 com formação de flocos (carreira de operação 13 em 09/12/2007)	125
Figura 5.35 - Quantidade de dias de operação do reator R2 como unidade de floculação e clarificadora em função da turbidez (uT) da água do rio Jaguari no município de Bragança Paulista, no período de 26 de março de 2004 a 13 de março de 2008.	127

LISTA DE TABELAS

	Página
Tabela 3.1 - Dados comparativos gerais das principais características entre flocladores hidráulicos e mecanizados de eixos vertical e horizontal	31
Tabela 3.2 - Características do pedregulho usado na floclação em meio granular	37
Tabela 4.1 - Características dos materiais de enchimento do reator de floclação hidráulica R1	62
Tabela 4.2 - Características dos materiais de enchimento do reator de floclação hidráulica do R2	63
Tabela 4.3 - Disposição das tomadas piezométricas entre as camadas nos reatores R1 e R2	64
Tabela 4.4 - Resumo geral das análises físico-químicas realizadas durante a realização dos ensaios	70
Tabela 4.5 - Valores médios de tempo (s), vazão ($L s^{-1}$) e taxa de aplicação superficial das descargas de fundo nos reatores R1 e R2	72
Tabela 4.6 - Parâmetros monitorados físico-químicos, métodos analíticos, instrumentos de medição e materiais utilizados	73
Tabela 4.7 – Materiais utilizados na filtração (papel do tipo Whatman 40 como preconizado por DI BERNARDO; DANTAS, 2005)	74
Tabela 5.1 - Valores de turbidez, cor, pH e temperaturas ($^{\circ}C$) da água bruta e do ar ocorridos no período de realização dos ensaios	77
Tabela 5.2 - Dados operacionais dos ensaios dos reatores R1 e R2.....	91
Tabela 5.3 - Valores teóricos de tempo de floclação total (min) nos reatores R1 e R2	92
Tabela 5.4 - Análise de variância dos valores de remoção percentual de turbidez e cor aparente após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos para os efluentes dos reatores R1 e R2 no decorrer das 15 carreiras de operação, com nível de significância de 5%	103

Tabela 5.5 - Teste de Tukey para os valores de remoção percentual de turbidez após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos para os efluentes dos reatores R1 e R2 no decorrer das 15 carreiras de operação, com nível de significância de 5%.	104
Tabela 5.6 - Valores médios de remoção percentual de turbidez após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos para os efluentes dos reatores R1 e R2 no decorrer das 15 carreiras de operação	105
Tabela 5.7 - Teste de Tukey para os valores de remoção percentual de cor aparente após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos para os efluentes dos reatores R1 e R2 no decorrer das 15 carreiras de operação, com nível de significância de 5%	106
Tabela 5.8 - Valores médios de remoção percentual de cor aparente após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos para os efluentes dos reatores R1 e R2 no decorrer das 15 carreiras de operação	106
Tabela 5.9 - Análise de variância dos valores de remoção percentual de turbidez, cor aparente, manganês total e ferro total após tempos de sedimentação de 0 e 7 minutos para os efluentes filtrados dos reatores R1 e R2, com nível de significância de 5%	113
Tabela 5.10 - Teste de Tukey para os valores médios de remoção percentual de cor aparente após tempos de sedimentação de 0 e 7 minutos para os efluentes dos reatores R1 e R2, com nível de significância de 5%	114
Tabela 5.11 - Teste de Tukey para os valores médios de remoção percentual de ferro total após tempos de sedimentação de 0 e 7 minutos para os efluentes dos reatores R1 e R2, com nível de significância de 5%	115
Tabela 5.12 - Matriz de correlação de Pearson entre os valores médios de remoção percentual de turbidez e cor aparente para os efluentes não filtrados após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos; e de turbidez, cor aparente, ferro total e manganês total para os efluentes filtrados após tempos de sedimentação de 0 e 7 minutos dos reatores R1 e R2, com nível de significância de 5%	116
Tabela 5.13 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ ₁ , PZ ₂ , PZ ₃ e PZ ₄ no reator R1 e PZ ₅ , PZ ₆ , PZ ₇ e PZ ₈ no reator R2 na carreira de operação 1	119

Tabela 5.14 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ ₁ , PZ ₂ , PZ ₃ e PZ ₄ no reator R1 e PZ ₅ , PZ ₆ , PZ ₇ e PZ ₈ no reator R2 na carreira de operação 2	119
Tabela 5.15 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ ₁ , PZ ₂ , PZ ₃ e PZ ₄ no reator R1 e PZ ₅ , PZ ₆ , PZ ₇ e PZ ₈ no reator R2 na carreira de operação 3	119
Tabela 5.16 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ ₁ , PZ ₂ , PZ ₃ e PZ ₄ no reator R1 e PZ ₅ , PZ ₆ , PZ ₇ e PZ ₈ no reator R2 na carreira de operação 4	120
Tabela 5.17 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ ₁ , PZ ₂ , PZ ₃ e PZ ₄ no reator R1 e PZ ₅ , PZ ₆ , PZ ₇ e PZ ₈ no reator R2 na carreira de operação 5	120
Tabela 5.18 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ ₁ , PZ ₂ , PZ ₃ e PZ ₄ no reator R1 e PZ ₅ , PZ ₆ , PZ ₇ e PZ ₈ no reator R2 na carreira de operação 6	120
Tabela 5.19 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ ₁ , PZ ₂ , PZ ₃ e PZ ₄ no reator R1 e PZ ₅ , PZ ₆ , PZ ₇ e PZ ₈ no reator R2 na carreira de operação 7	121
Tabela 5.20 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ ₁ , PZ ₂ , PZ ₃ e PZ ₄ no reator R1 e PZ ₅ , PZ ₆ , PZ ₇ e PZ ₈ no reator R2 na carreira de operação 8	121
Tabela 5.21 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ ₁ , PZ ₂ , PZ ₃ e PZ ₄ no reator R1 e PZ ₅ , PZ ₆ , PZ ₇ e PZ ₈ no reator R2 na carreira de operação 9	121
Tabela 5.22 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ ₁ , PZ ₂ , PZ ₃ e PZ ₄ no reator R1 e PZ ₅ , PZ ₆ , PZ ₇ e PZ ₈ no reator R2 na carreira de operação 10	122
Tabela 5.23 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ ₁ , PZ ₂ , PZ ₃ e PZ ₄ no reator R1 e PZ ₅ , PZ ₆ , PZ ₇ e PZ ₈ no reator R2 na carreira de operação 11	122

Tabela 5.24 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ ₁ , PZ ₂ , PZ ₃ e PZ ₄ no reator R1 e PZ ₅ , PZ ₆ , PZ ₇ e PZ ₈ no reator R2 na carreira de operação 12	122
Tabela 5.25 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ ₁ , PZ ₂ , PZ ₃ e PZ ₄ no reator R1 e PZ ₅ , PZ ₆ , PZ ₇ e PZ ₈ no reator R2 na carreira de operação 13	123
Tabela 5.26 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ ₁ , PZ ₂ , PZ ₃ e PZ ₄ no reator R1 e PZ ₅ , PZ ₆ , PZ ₇ e PZ ₈ no reator R2 na carreira de operação 14	123
Tabela 5.27 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ ₁ , PZ ₂ , PZ ₃ e PZ ₄ no reator R1 e PZ ₅ , PZ ₆ , PZ ₇ e PZ ₈ no reator R2 na carreira de operação 15	123

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABES	Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental
ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
ANOVA	Análise de Variância
APHA	American Public Health Association
AWWA	American Water Works Association
CBH-PCJ	Comitê das Bacias Hidrográficas dos Rios Piracicaba, Capivari e Jundiá
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
ETA	Estação de Tratamento de Água
IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
NBR	Norma Técnica Brasileira
OMS	Organização Mundial da Saúde
ONU	Organização das Nações Unidas
PAC	Cloreto de polialumínio
PNUD	Programa das Nações Unidas para o Desenvolvimento
RDH	Relatório de Desenvolvimento Humano
PP	Polipropileno
PROSAB	Programa de Pesquisa em Saneamento Básico
PS	Poliestireno
SABESP	Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo
SAS	Statistical Analysis System
SANEPAR	Companhia de Saneamento do Estado do Paraná
SMWW	Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater
UGRHI-PCJ	Unidades de Gerenciamento de Recursos Hídricos das bacias hidrográficas dos Rios Piracicaba, Capivari e Jundiá
WEF	Water Environment Federation.
ϕ	Diâmetro
ψ	Coeficiente de esfericidade
ν	Coeficiente de viscosidade cinemática da água ($\text{m}^2 \text{s}^{-1}$)
ρ	Massa específica da água (Kg m^{-3})

γ	Peso específico da água (N m^{-3})
ε	Porosidade do meio granular
θ	Tempo de floculação em reator estático (s)
Δh	Perda de carga (m)
ε_0	Porosidade do meio granular limpo
A	Área da seção de escoamento (m^2)
C_a	Número de Camp
μ	Coefficiente de viscosidade dinâmica da água (N.s.m^{-2})
D	Diâmetro interno do reator
D_{mg}	Tamanho médio dos grãos do material da subcamada limpa (mm);
d_j	Diâmetro da partícula tipo j (μm)
g	Aceleração da gravidade (m.s^{-2})
G_{med}	Gradiente médio de velocidade (s^{-1})
G_{mfmg}	Gradiente médio de velocidade no meio granular limpo (s^{-1})
G^*	Gradiente de velocidade ótimo (s^{-1})
G'	Gradiente de velocidade mínimo (s^{-1})
G_{mr}	Gradiente de velocidade na mistura rápida (s^{-1})
h_{mm}	Perda de carga no fio de uma malha (mm)
H	Altura do meio granular (m)
J_{mg}	Perda de carga unitária no meio granular (mm)
n_j	Concentração de partículas tipo j na câmara de floculação (m^{-3})
N_0	Concentração total de partículas no início da floculação (m^{-3})
P	Potência dissipada na massa líquida (N.m.s^{-1})
Q	Vazão de alimentação do reator ($\text{m}^3 \text{s}^{-1}$)
R_e	Número de Reynolds
T	Tempo total de floculação em reatores de escoamento contínuo (s)
T_f	Tempo médio de floculação
T_{mr}	Tempo de agitação na mistura rápida
T_{dfmg}	Tempo médio de detenção no meio granular limpo (s)
T_s	Tempo de sedimentação (min)
T	Temperatura da água ($^{\circ}\text{C}$)

uC	Unidade de cor
uT	Unidade de turbidez
V	Volume de líquido na câmara (m ³)
V _a	Velocidade de aproximação da água (m s ⁻¹)
V _s	Velocidade de sedimentação da partícula (cm min ⁻¹)
V _u	Volume útil (m ³)
V _v	Volume de vazios de um meio granular (m ³)

SUMÁRIO

	Página
1 INTRODUÇÃO	1
2 OBJETIVO	7
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	9
3.1 Considerações Gerais	9
3.2 Classificação de partículas: Cor e Turbidez	10
3.3 Coagulação	11
3.3.1 Compressão da Dupla Camada Elétrica	12
3.3.2 Adsorção e Neutralização de Cargas	13
3.3.3 Varredura	14
3.3.4 Adsorção e Formação de Pontes	14
3.4 Flocculação	18
3.4.1 Tipos de flocculadores	20
3.4.2 Modelação Matemática Aplicada à Flocculação	21
3.4.3 Aspectos econômicos e operacionais no dimensionamento de flocculadores hidráulicos e mecânicos	29
3.5 Flocculação em meio granular	32
3.6 Flocculação em malhas.....	43
3.6.1 Hidráulica do fluxo através das telas	45
3.7 Geossintéticos	50
3.7.1 Principais funções dos geossintéticos	50
3.7.2 Tipos e classificação	51
4 METODOLOGIA	53
4.1 Água de estudo	53
4.2 Local de instalação do sistema piloto	54
4.3 Descrição geral do sistema piloto.....	56
4.4 Corpo e conexões dos reatores de flocculação	59
4.5 Composição interna dos reatores de flocculação.....	62

4.6	Controle de perda de carga.....	64
4.7	Controle de vazão e taxa de aplicação superficial.....	65
4.8	Taxa de aplicação superficial e vazões aplicadas.....	67
4.9	Tempo de operação, coletas de amostras e medição de perda de carga	68
4.10	Duração das carreiras de floculação	71
4.11	Descargas de fundo e limpeza dos reatores	72
4.12	Parâmetros monitorados, instrumentação e materiais utilizados.....	72
4.13	Tratamento estatístico dos resultados.....	75
5	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	77
5.1	Considerações Gerais	77
5.2	Montagem e Construção da Instalação do Sistema Piloto	78
5.3	Operação e Resultados.....	90
5.3.1	Resultados das Análises Físico-Químicas	93
5.3.2	Resultados das Perdas de Carga.....	118
6	CONCLUSÕES.....	129
7	RECOMENDAÇÕES.....	133
8	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	135
	ANEXOS.....	143
	ANEXO A - RESULTADOS DAS ANÁLISES FÍSICO-QUÍMICAS DOS EFLUENTES DO REATORES R 1 E R2.....	144
	ANEXO B - DADOS OPERACIONAIS ETA.....	169
	ANEXO C - LEVANTAMENTO DE CUSTOS DA PESQUISA.....	179

1 INTRODUÇÃO

Há pelo menos um século, o consumo de água tem crescido a um ritmo muito mais rápido que a população – e esta tendência se mantém. Neste período de tempo, a população quadruplicou, enquanto o consumo de água cresceu sete vezes. À medida que o mundo vai se enriquecendo, também vai se tornando mais sedento por água (PNUD/RDH, 2006).

No início do século 21, uma em cada cinco pessoas residentes em países em desenvolvimento, cerca de 1,1 bilhões de pessoas, não tem acesso à água potável. Cerca de 2,6 bilhões de pessoas, quase metade da população total dos países em desenvolvimento, não tem acesso a saneamento básico (PNUD/RDH 2006).

No mundo atual, cada vez mais próspero e interdependente, morrem mais crianças devido à falta de água potável e de instalações sanitárias do que por qualquer outra causa. A exclusão do acesso à mesma e ao saneamento básico, de um modo geral, destrói mais vidas humanas do que qualquer conflito armado ou ação terrorista. Este fator também acentua as profundas desigualdades de oportunidades de vida, que separam os países e suas populações (PNUD/RDH 2006). No Brasil, os piores índices de cobertura de água canalizada e rede geral de distribuição são observados principalmente nas regiões menos desenvolvidas

(norte e nordeste) e nos menores municípios do país, assim os programas destinados à universalização dos serviços de saneamento devem ser voltados, prioritariamente, para estas localidades (IBGE, 2008).

As tecnologias aplicadas na produção de água para abastecimento público tem de ser determinadas em função das características físicas, químicas e microbiológicas da água bruta. Daí, ser de suma importância, o conhecimento da variação de sua qualidade e da probabilidade da mesma conter despejos de diferentes origens ao longo de seu percurso pela bacia hidrográfica contribuinte.

As tecnologias de tratamento de água para abastecimento são classificadas como convencionais, que incluem todas as etapas tradicionais do processo (coagulação, floculação, decantação e filtração), e não-convencionais, incluindo a filtração direta ascendente ou descendente, a dupla filtração, e a filtração lenta (DI BERNARDO *et al*, 2003).

De acordo com a Pesquisa Nacional de Saneamento Básico (IBGE, 2008), o maior volume de água tratada e distribuída por rede geral (75,1%) recebia tratamento não convencional, através de processos, tais como: clarificador de contato; estação de tratamento de água (ETA) compacta; filtração direta; dessalinização; etc. O tratamento do tipo convencional era efetuado em 69,2% da água distribuída.

Os sistemas de tratamento de água convencionais, apesar da evolução no conhecimento, operação, e conseqüentemente, dimensionamento de unidades como decantadores e filtros, apresentam custos de implantação, operação e manutenção relativamente altos aos sistemas não convencionais anteriormente citados. Porém são mais adequados ao tratamento de águas com elevada carga de sólidos em suspensão, seja de origem de matéria orgânica ou inorgânica, e às necessidades de tratamento de águas com constituintes diferenciados.

Os tratamentos não-convencionais vêm se difundindo cada vez mais e já apresentam utilização significativa no País. Dependendo da qualidade da água bruta, a filtração direta pode apresentar funcionamento simplificado e custos de implantação relativamente baixos aos apresentados pelo tratamento convencional. Estudos adicionais sobre a filtração direta ascendente e descendente desenvolvidos pelo Programa de Pesquisa em Saneamento Básico (PROSAB 3), e com aprimoramento da dupla filtração, colaboraram para promover essas tecnologias e difundir sua aplicação (DI BERNARDO *et al*, 2003).

A floculação prévia pode melhorar o desempenho de sistemas não convencionais de tratamento de água, como a filtração direta descendente, pela modificação do tamanho e quantidade de partículas que chegam ao filtro, dado que o desenvolvimento da perda de carga no meio filtrante varia na razão inversa do tamanho das partículas retidas. Em geral, a perda de carga será tanto menor quanto maior for o tamanho das partículas (BRANDÃO *et al.*, 1996).

O custo de um sistema de floculação depende essencialmente de três fatores: vazão e tempo de floculação, que irão determinar o volume dos tanques; e a energia a ser transferida para a água, aspecto ligado ao gradiente de velocidade para a floculação.

Os floculadores mecânicos permitem flexibilidade operacional, notadamente com relação à automação, mas seus custos de operação e manutenção são relativamente altos quando comparados aos dos hidráulicos (SENDER, 1981; MCCONNACHIE *et al.*, 1999).

A eficiência da floculação durante um tempo determinado é tanto maior quanto mais câmaras em série tiver o floculador. Os floculadores em meio granular, devido à sua composição, funcionam como uma unidade que possui um número elevado de câmaras em série, e são considerados de elevada eficiência energética (SENS, 1997).

Os primeiros estudos sobre floculação em meio granular fixo na América Latina foram feitos no Brasil pela SANEPAR (Companhia de Saneamento do Estado do Paraná) em 1979. A floculação em meio poroso, ainda desperta interesse, por suas possibilidades de aplicação, principalmente em pequenas instalações, devido à sua elevada eficiência e baixo custo. Apresenta, entretanto, alguns problemas operacionais, relacionados principalmente com a obstrução do meio, o que não é um sério inconveniente em instalações de pequeno porte (vazão igual ou inferior a 10 L.s^{-1} (RICHTER; AZEVEDO NETTO, 1991).

Diante da necessidade de se aproveitar o desempenho favorável da floculação em meio poroso devido à ocorrência de perda de carga característica de um regime laminar e uma variação de direção das linhas de fluxo, que conseqüentemente levam a proporcionar maiores oportunidades de choques entre partículas, bem como, buscar meios alternativos, que possam atenuar o aumento da perda de carga imposta ao escoamento e, conseqüentemente, a inconveniência de freqüentes necessidades de limpeza foi desenvolvido este trabalho.

Nele foram estudados comparativamente, resultados obtidos em sistema piloto constituído por flocladores hidráulicos de fluxo ascendente dotados de meios granulares fixos dotados de seixos rolados de diversas granulometrias com outro composto por malha e esferas sólidas, utilizando-se de água coagulada proveniente da Estação de Tratamento de Água (SABESP), na cidade de Bragança Paulista, no estado de São Paulo.

Os resultados obtidos demonstraram que a floculação hidráulica de fluxo ascendente em meio fixo dotado de malha e esferas sólidas apresentou-se operacionalmente mais eficiente que a promovida em seixos rolados. Esses dados mostraram que pode ocorrer uma real contribuição para a otimização de estações de tratamento de água, eventualmente com problemas nos sistemas de floculação e/ou decantação. Também pode ser detectado que há possibilidades de serem executados projetos mais eficientes e econômicos; principalmente os voltados

para as pequenas e médias comunidades (urbanas e rurais) que ainda não possuem acesso à água potável.

Pode ser sentido, também, a possibilidade de aplicação desta tecnologia de tratamento de água obtendo-se custos de implantação e operação relativamente menores e com manutenção simplificada quando comparados aos sistemas convencionais. Soluções contendo tecnologia estudada nesta pesquisa podem colaborar econômica e tecnicamente para alcance de meta do indicador de 91,5% de população com acesso à água potável, que atualmente é de 90,0%, estabelecida pelos Objetivos de Desenvolvimento do Milênio – uma série de metas sociais e econômicas que os países-membros da ONU se comprometeram a atingir até 2015.

O reator dotado de meio granular fixo composto por malha e esferas sólidas, além de operar com eficiência como unidade de floculação hidráulica, operou também no decorrer dos ensaios como unidade clarificadora da água em tratamento quando submetido a valores máximos de taxa de aplicação superficial de $200 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{dia}^{-1}$ e de turbidez de água bruta de 13 uT obtendo efluente com turbidez menor que 5 uT e cor aparente menor 15 uC, o que possibilitaria filtração direta do efluente.

2 OBJETIVO

Este trabalho tem por objetivo comparar o processo de floculação hidráulica em águas para abastecimento a ser promovido em reatores de fluxo ascendente com enchimento de meios granulares sintéticos (malha e esferas sólidas) com outro de meio granular de seixos rolados de diferentes granulometrias.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Considerações Gerais

A água pode conter uma variedade de impurezas, destacando-se partículas coloidais, substâncias húmicas e organismos em geral. Estas apresentam carga superficial positiva em função de suas origens, circundada por uma camada compacta de carga contrária ao do núcleo e em seguida uma camada difusa. As mesmas podem apresentar, na sua totalidade, carga superficial negativa, impedindo que as mesmas se aproximem umas das outras, permanecendo no meio líquido se suas características não forem alteradas. Para que as impurezas possam ser removidas, é preciso alterar algumas características das partículas e mesmo do meio aquoso por meio da coagulação, floculação, sedimentação (ou flotação) e filtração (DI BERNARDO; DANTAS, 2005).

Parâmetro importante envolvido no processo de floculação, o gradiente de velocidade é usualmente calculado através da expressão deduzida por CAMP e STEIN. Em floculadores granulares o gradiente de velocidade depende de variáveis como: perda de carga, porosidade, velocidade da água, características do meio granular, entre outras. Por esse motivo, o estudo da floculação em meio granular, além das condições físico-químicas da coagulação e floculação, deve conter uma avaliação hidráulica detalhada do sistema (DALSASSO, 2005).

3.2 Classificação de partículas: Cor e Turbidez

A turbidez das águas é devida à presença de partículas em suspensão e em estado coloidal, as quais podem estar presentes em ampla faixa de variação de tamanhos. A turbidez pode ser causada principalmente por grãos de areia, argila e micro-organismos em geral. É interessante observar que águas que apresentam mesma turbidez podem conter partículas de tamanhos, quantidades e composição diferentes, concorrendo para alterar as condições da coagulação, devendo-se tomar cuidados adicionais quando se comparam águas de diferentes mananciais. Também, em função do tamanho e da distribuição das mesmas, a tecnologia da filtração direta descendente pode ou não necessitar da floculação antes da filtração (DI BERNARDO; DANTAS, 2005).

Através do processo físico-químico de coagulação-floculação ocorre o aglutinamento de partículas em flocos, com peso específico maior que o da água, suscetíveis de remoção por filtração ou sedimentação. Permite remover partículas cujos tamanhos variam entre 0,001 e 10 μm , incluindo nessa faixa, material em estado coloidal e alguns em suspensão (Figura 3.1). Em geral esse processo é utilizado para remover turbidez, cor aparente, bactérias, vírus e outros organismos, fitoplâncton, substâncias causadoras de odor e sabor (DALSASSO, 2005).

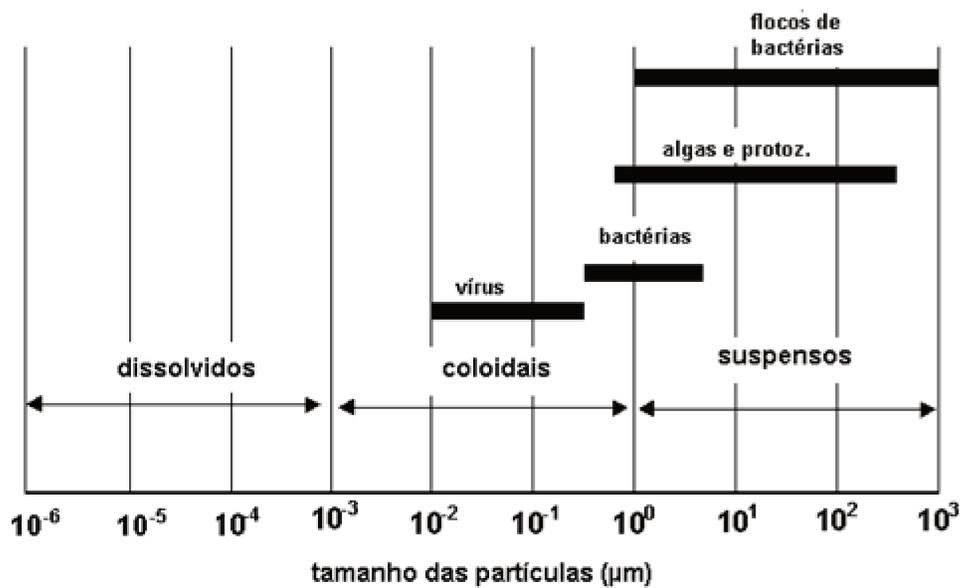


Figura 3.1 - Classificação e distribuição de tamanho dos sólidos em função do tamanho - Fonte: VON SPERLING, 2005

3.3 Coagulação

As partículas coloidais, substâncias húmicas e micro-organismos em geral apresentam-se com carga superficial negativa, ou as mesmas podem ter polímeros adsorvidos ou moléculas de água em sua superfície, impedindo a aproximação das mesmas. Por isso, é necessário alterar a força iônica do meio, o que, em tratamento de água, é feito, principalmente, pela adição de sais de alumínio ou de ferro ou de polímeros sintéticos ou naturais caracterizando o fenômeno da coagulação (DI BERNARDO; DANTAS, 2005).

A coagulação é um fenômeno essencialmente químico, consiste nas reações do coagulante com a água e na formação de espécies hidrolisadas dotadas ou não de cargas positivas e depende da concentração do íon metálico e pH final da mistura.

O processo é muito rápido, variando desde décimos de segundos a cerca de 100 segundos, dependendo fundamentalmente das características da água e das impurezas presentes, conhecidas por meio de parâmetros como pH, alcalinidade, cor verdadeira, turbidez, temperatura, potencial zeta, condutividade elétrica, tamanho e distribuição dos tamanhos das partículas em estado coloidal e em suspensão, e é realizado na estação de tratamento de água, na unidade de mistura rápida (DI BERNARDO; DANTAS, 2005).

Atualmente, considera-se a coagulação como o resultado individual ou combinado da ação de mecanismos distintos (DI BERNARDO, L.; DI BERNARDO, A.; CENTURIONE FILHO, 2002).

- a) compressão da dupla camada elétrica (DCE);
- b) adsorção e neutralização de cargas;
- c) varredura;
- d) adsorção e formação de pontes.

O predomínio de determinado mecanismo depende das espécies hidrolisadas do coagulante que, por sua vez, é função de fatores como valor resultante do pH de coagulação, características químicas do meio aquoso e dosagem do coagulante (MENDES, 1990).

3.3.1 *Compressão da Dupla Camada Elétrica*

Sabe-se, desde o final do século XIX, que um sistema coloidal pode ser desestabilizado pela adição de íons de carga contrária à das partículas coloidais. Sais simples, como cloreto de sódio, são considerados eletrólitos indiferentes e não têm características de hidrólise ou de adsorção, como ocorre com sais de alumínio ou de ferro. A introdução de um eletrólito num sistema coloidal causará aumento na densidade de cargas na camada difusa e diminuirá a “esfera” de

influência de partículas, ocorrendo a coagulação por compressão da camada difusa. Concentrações elevadas de íons positivos e negativos (força iônica grande) na água acarretam acréscimo do número de íons na camada difusa, que, para se manter eletricamente neutra, necessariamente tem seu volume reduzido (diminuição da espessura), de modo tal que as forças de van der Waals sejam dominantes, eliminando a estabilização eletrostática. Entretanto, geralmente os coagulantes usados em tratamento de água não são eletrólitos indiferentes, indicando que, além da compressão da camada difusa, poderão ocorrer outros fenômenos (DI BERNARDO & DANTAS, 2005).

3.3.2 Adsorção e Neutralização de Cargas

Há algumas espécies químicas capazes de serem adsorvidas na superfície das partículas coloidais. Se essas espécies possuírem carga contrária à da superfície dos colóides, haverá desestabilização dos mesmos. A atração entre a superfície e a espécie adsorvida resulta, provavelmente, de interações como ligação de hidrogênio, reações de coordenação, ligações covalentes e reações de troca iônica (DI BERNARDO, L.; DI BERNARDO, A.; CENTURIONE FILHO, 2002)

AMIRTHARAJAH e MILLS (1982) estudaram a influência da energia introduzida (gradiente de velocidade) durante a mistura rápida entre o coagulante e água bruta e verificaram que a variação do gradiente faz uma diferença significativa na qualidade da água decantada que sofreu coagulação pelos mecanismos de adsorção e neutralização de carga. Os autores obtiveram melhores resultados para valor de gradiente de velocidade ($G = 16000 \text{ s}^{-1}$) mais elevado e durante tempo muito pequeno, isto porque os produtos de hidrólise de sais como os de ferro e alumínio, que podem combinar-se com os colóides, se desenvolvem num curto espaço de tempo (0,01 a 1 s).

Este mecanismo é muito importante quando o tratamento é realizado por meio de uma das tecnologias de filtração direta, pois não há necessidade de produção de flocos para posterior sedimentação ou flotação, mas de partículas desestabilizadas que serão removidas no meio filtrante (DI BERNARDO; DANTAS, 2005).

3.3.3 Varredura

Dependendo da quantidade adicionada de coagulante, do valor de pH da mistura e da concentração de alguns tipos de íons na água, poderá ocorrer a formação de precipitados do tipo $\text{Al}(\text{OH})_3$ ou $\text{Fe}(\text{OH})_3$, formados a partir de espécies resultantes da reação do coagulante com a água, que ocorre num período de 1 a 7 segundos. O mecanismo da varredura, definido por O'MELIA (in WEBER, 1972) como *sweep coagulation*, é intensivamente utilizado nas estações de tratamento de água em que se têm a floculação e a sedimentação (ou flotação) antecedendo a filtração rápida. Em geral, os flocos obtidos com esse mecanismo são maiores e sedimentam ou flotam mais facilmente que os flocos obtidos com a coagulação realizada no mecanismo de adsorção e neutralização de cargas (DI BERNARDO; DANTAS, 2005).

3.3.4 Adsorção e Formação de Pontes

O mecanismo de adsorção e formação de pontes (*interparticle bridging*) caracteriza-se por envolver o uso de polímeros de grandes cadeias moleculares, com massa molar maior que 10^6 , os quais servem de ponte entre a superfície à qual estão aderidos e outras partículas.

Há uma grande variedade de compostos naturais e sintéticos, caracterizados por grande cadeia molecular, que tem a propriedade de apresentar grupos com carga ao longo da cadeia e é capaz de agir como coagulante eficiente. Tais compostos, denominados polieletrólitos, podem ser classificados como aniônicos, catiônicos, anfóliticos e não-iônicos, dependendo da característica do grupo com carga que apresentam. Pesquisas do comportamento desses compostos têm mostrado que é possível a desestabilização de colóides carregados negativamente por ambos os tipos de polímeros, catiônico e aniônico. Dessa forma, nem o modelo de compressão da camada difusa, nem o da neutralização e adsorção de cargas podem ser considerados para caracterizar esse mecanismo (DI BERNARDO; DANTAS, 2005).

Segundo MENDES (1990), a teoria desenvolvida para explicar o comportamento dos polímeros como coagulantes é baseada na adsorção dos mesmos à superfície das partículas coloidais, seguida ou pela redução da carga ou pelo “entrelaçamento” das partículas pelos polímeros.

De acordo com DI BERNARDO, L.; DI BERNARDO, A.; CENTURIONE FILHO (2002), os mecanismos de coagulação mais importantes quando da utilização de coagulantes inorgânicos (como por exemplo, o sulfato de alumínio, cloreto férrico, sulfato ferroso, cloreto de polialumínio (PAC) são os de adsorção e neutralização de cargas e o de varredura.

AMIRTHARAJAH e MILLS (1982) desenvolveram um diagrama de coagulação para remoção da turbidez (Figura 3.2), usando sulfato de alumínio como coagulante e associando os mecanismos de coagulação predominantes às condições de coagulação adotadas (pH e dosagem de coagulante). Além de indicar as regiões características dos principais mecanismos, o diagrama mostra também outras regiões referentes ao fenômeno indesejado de reestabilização, que ocorre em decorrência de adição excessiva de coagulante quando predomina o mecanismo de adsorção e neutralização de cargas.

Entretanto, os autores destacam que as fronteiras dessas regiões variam em função da qualidade da água. O diagrama é uma ferramenta de grande utilidade no prognóstico das condições favoráveis para desestabilização das partículas e conseqüentemente melhor eficiência dos processos de separação. A análise do diagrama e seu uso no delineamento dos melhores mecanismos de coagulação possibilitam a escolha da tecnologia de tratamento apropriada quanto à otimização da coagulação, com considerável economia de produtos químicos.

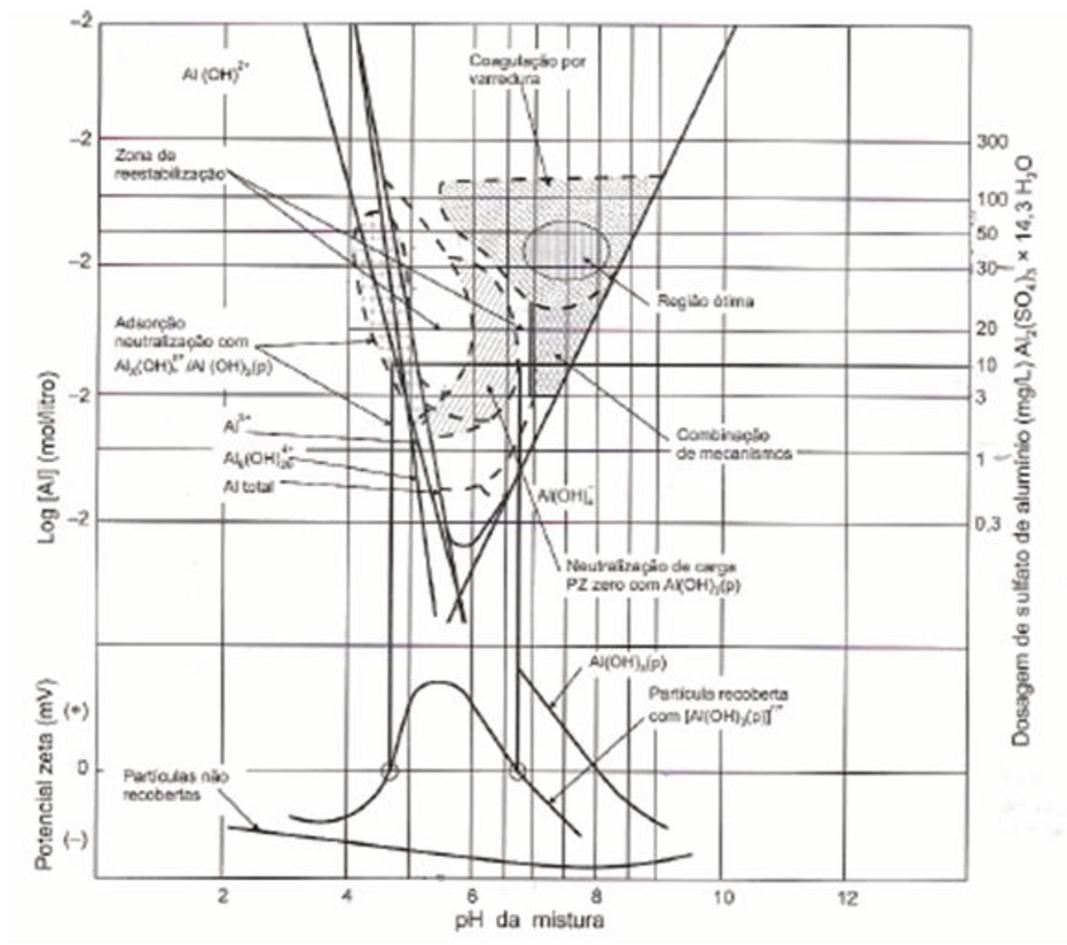


Figura 3.2 - Diagrama típico de coagulação com sulfato de alumínio e potencial zeta – água de turbidez alta em relação à cor verdadeira – Fonte: AMIRTHARAJAH e MILLS (1982) (traduzido por DI BERNARDO; DANTAS, 2005)

Mais recentemente, a partir da década de 80 vem sendo preconizada a “coagulação melhorada” (do inglês *enhanced coagulation*) para remoção de

matéria orgânica natural com o objetivo de prevenir a formação de subprodutos da desinfecção, vários deles comprovadamente danosos para a saúde humana. Segundo KRASNER e AMY (1995) apud FERNANDES (2007), esta técnica, que inclui o uso de valores de pH de coagulação na faixa de 5 a 6 e/ou o uso de dosagens mais elevadas de coagulante, tem se mostrado de fato uma estratégia eficaz para a remoção de precursores dos subprodutos de desinfecção. De acordo com STATES *et al.* (2002) apud FERNANDES (2007), em valores baixos de pH, os produtos hidrolisáveis dos coagulantes metálicos carregados positivamente neutralizam a matéria orgânica carregada negativamente e os complexos insolúveis formados e adicionalmente dosagens elevadas de coagulantes adsorvem mais eficazmente a matéria orgânica nos precipitados da coagulação.

Com base em ensaios laboratoriais (jartestes) é possível melhorar a eficiência das etapas do tratamento de água. A otimização de parâmetros, tais como T (tempo de detenção), G (gradiente de velocidade) e valor de pH de coagulação, pode conduzir a utilização de menores dosagens de produtos químicos na coagulação e melhorar as condições de floculação, favorecendo a sedimentação de partículas nos decantadores, ampliação das carreiras de filtração, e conseqüentemente menor volume de água de lavagem de filtros (DALSASSO, 2005). Além dos aspectos citados, a escolha de coagulantes alternativos, o controle de qualidade dos mesmos, a possibilidade ou não da recuperação da água de lavagem dos filtros, a manutenção e operação do sistema produtivo e uma possível automação, durante a realização deste ensaio, também podem contribuir para a redução da geração do lodo (DALSASSO, 2005).

3.4 Floculação

A floculação consiste em promover colisões de partículas desestabilizadas (mecanismo de adsorção e neutralização de cargas), ou entre colóides e partículas floculentas, formadas pela presença de hidróxidos, em maiores ou menores quantidades devido à adição de coagulantes inorgânicos.

Deve ser observado que, diferentemente, do fenômeno ocorrido na mistura rápida, onde ocorrem as interações entre o coagulante e a água, com formação de espécies hidrolisadas, e entre estas e as impurezas presentes na água, sendo geralmente necessária agitação intensa para que o processo de coagulação seja eficiente. Na floculação, as interações ocorrem entre as impurezas desestabilizadas e entre o precipitado do metal formado ou espécies hidrolisadas positivas e as partículas para formação de aglomerados, que posteriormente serão removidos por sedimentação, flotação ou filtração, não havendo necessidade de agitação tão intensa quanto aquela observada na mistura rápida (DI BERNARDO; DANTAS, 2005).

Na mistura rápida, os parâmetros tempo de agitação (T_{mr}) e gradiente de velocidade (G_{mr}) dependem significativamente do mecanismo de coagulação, tipo de coagulante químico, qualidade da água bruta, etc. (DI BERNARDO, L.; DI BERNARDO, A.; CENTURIONE FILHO, 2002)

Na água, a interação entre as partículas decorre da ação de três mecanismos distintos (DI BERNARDO; DANTAS, 2005):

- interação pericinética, em decorrência da energia térmica (movimento Browniano), as moléculas de água causam movimento errático das partículas; favorecendo encontro entre as mesmas;
- interação ortocinética, tanto no escoamento laminar como no turbulento, os gradientes de velocidade são responsáveis pelos encontros das partículas;

- sedimentação diferencial, partículas com diferentes velocidades de sedimentação podem se encontrar.

A eficiência global das interações depende, também, das características hidráulicas do fluxo do líquido nas unidades que buscam agregar as partículas em determinado período de tempo.

O mecanismo de transporte predominante no processo de floculação, segundo LIBÂNIO *et al* (1997), será função das dimensões das partículas desestabilizadas e do estágio de desenvolvimento e crescimento dos flocos.

Embora as interações decorrentes do movimento Browniano sejam restritas às partículas muito pequenas em comparação àquelas normalmente presentes nas águas superficiais, é interessante discutir as formulações propostas sobre o assunto, uma vez que os encontros pericinéticos têm sido considerados importantes na filtração.

A maioria das dispersões coloidais contém partículas relativamente grandes para se movimentarem com energia própria, portanto, o movimento Browniano não é significativo, havendo a necessidade da introdução de energia externa aplicada por dispositivos de agitação hidráulicos ou mecânicos para proporcionar a colisão (HANNAH *et al.*, 1967 apud DI BERNARDO; DANTAS, 2005). Segundo BRATBY *et al.* (1977), até o diâmetro de aproximadamente 1 μm , as partículas são agregadas pela ação do movimento Browniano (floculação pericinética) e, a partir deste, diâmetro, o crescimento dos flocos é obtido pela ação da floculação ortocinética (SENDER, 1981; DI BERNARDO; DANTAS, 2005).

3.4.1 Tipos de flocladores

Os sistemas de floclação têm sido classificados de forma simplificada em mecânicos e hidráulicos.

Segundo RITCHER e AZEVEDO NETTO (1991), qualquer dispositivo que utilize a energia hidráulica dissipada em forma de perda de carga no fluxo da água através de um tanque, canal ou canalização, pode ser utilizado como um floclador hidráulico. Dentre os sistemas hidráulicos de floclação (DI BERNARDO; DANTAS, 2005):

- a) Flocladores de chicanas com escoamento vertical ou horizontal, comumente encontrados nas estações de tratamento de água;
- b) Flocladores tipo “Cox” e “Alabama”;
- c) Flocladores de escoamento helicoidal;
- d) Flocladores de meio granular fixo ou expandido.

Em alguns casos, tem sido sugerido o uso de malhas nas passagens dos sistemas de chicanas com escoamento vertical ou nos canais de chicanas de escoamento horizontal.

Os sistemas mecanizados de floclação se utilizam de energia mecânica para introdução de potência, e distinguem-se em:

- a) movimentos giratórios, com equipamentos com eixo vertical ou horizontal; constituídos por rotores de paletas paralelas ou perpendiculares ao eixo ou por turbinas com pás ou hélices;
- b) floco-flotadores com injeção de ar difuso através de compressores ou sopradores de ar para produzir pequenas bolhas a fim de provocar a flotação das partículas floclulentas;

- c) contato de sólidos ou manta de lodo que tem como princípio a precipitação das partículas em suspensão por meio do lodo recém coagulado, sendo controlados pela concentração de sólidos presentes no meio líquido. São usadas como unidades conjuntas de floculação/decantação na qual o funcionamento da estação deve ser contínuo e, de preferência, com vazão afluyente constante;
- d) os agitadores do tipo alternativos que não são comuns no Brasil, conhecidos por “*walking beam*” (rotação constante) e “*ribbon flocculator*” (rotação variável).

As principais vantagens dos floculadores hidráulicos sobre os mecanizados é que os primeiros não dependem de equipamentos e manutenção eletromecânica, nem de energia elétrica na câmara de floculação (DALSASSO, 2005).

Comparando-se os sistemas hidráulicos com os mecanizados para promover a floculação, os primeiros apresentam alguns inconvenientes, tais como (DI BERNARDO; DANTAS, 2005):

- pouca flexibilidade em relação à variação de vazão;
- impossibilidade de ajustar ou variar o gradiente de velocidade;
- perda de carga relativamente alta;

3.4.2 Modelação Matemática Aplicada à Floculação

VON SMOLUCHOWSKI citado em AYOUB (1996) apud DALSASSO (2005), propôs a Equação 3.1 para descrever a taxa de colisões, por unidade de tempo, entre as partículas na floculação.

$$\frac{dN_{ij}}{dt} = \frac{1}{6} n_i n_j (d_i + d_j)^3 G_{med} \quad (3.1)$$

Onde:

dN_{ij}/dt = taxa de colisões entre as partículas do tipo i e do tipo j (s^{-1});

n_i e n_j = concentrações das partículas i e j , respectivamente, por unidade de volume (m^{-3});

d_i e d_j = diâmetros das partículas i e j , respectivamente (m);

G_{med} = gradiente de velocidade médio (s^{-1}).

As partículas tipo “ i ” podem ser desestabilizadas e podem ser responsáveis pela cor ou turbidez, e as partículas tipo “ j ” podem ser os flocos (DALSASSO, 2005).

O gradiente de velocidade médio, G_{med} , pode ser calculado pela Equação 3.2 de Camp & Stein (RICHTER; AZEVEDO, 1991).

$$G_{med} = \sqrt{\frac{P}{\mu.V}} \quad (3.2)$$

Onde:

P = potência dissipada na massa líquida ($N.m.s^{-1}$);

V = volume de líquido na câmara de mistura (m^3);

μ = coeficiente de viscosidade dinâmica ($N.s.m^{-2}$).

A potência P pode ser calculada em função da perda de carga em dispositivos de mistura hidráulica, seja em condições de fluxo laminar ou turbulento, tornando a Equação 3.2, muito útil no cálculo dos flocladores e dos sistemas de veiculação de água floclada.

Combinando-se as Equações 3.1 e 3.2 resulta:

$$\frac{dN_{ij}}{dt} = \frac{1}{6} n_i n_j (d_i + d_j)^3 \sqrt{\frac{P}{\mu V}} \quad (3.3)$$

A Equação 3.3 indica que o número de colisões por unidade de tempo e de volume na massa líquida aumenta em função do número e do tamanho das partículas, da potência útil introduzida e da temperatura do líquido, que influencia no valor da viscosidade.

A partir das relações representadas pela Equação 3.3, diversos autores, propuseram expressões para descrever o processo de floculação ortocinética, relacionando o tempo de floculação e o gradiente de velocidade.

FAIR, GEYER e OKUN apud DALSSASSO (2005) propuseram que o produto do gradiente de velocidade pelo tempo de detenção (Equação 3.4), constitui um parâmetro auxiliar no desenvolvimento de unidades de dispersão de coagulantes e mesmo de floculação. Entretanto, THOMAS *et al.* (1999) ressaltam que este parâmetro, por si só, não é suficiente para categorizar a floculação, porque não leva em conta o fenômeno de quebra dos flocos.

$$C_a = G.T \quad (3.4)$$

Onde:

C_a = número de Camp;

G = gradiente de velocidade (s^{-1});

T = tempo de detenção no floculador (s).

O número de Camp (C_a) é um adimensional e representa a probabilidade do número de colisões entre partículas floculentas. O valor de G está associado ao consumo de energia e o T à dimensão do floculador ou câmara de floculação, sendo dois parâmetros econômicos muito importantes (SENS, 1997). Teoricamente, para valores iguais de número de Camp (C_a) em diferentes instalações, a probabilidade de que ocorram choques entre as partículas é a mesma, portanto, para valores elevados de G e baixos de T ou vice-versa. Assim sendo, o desempenho das unidades seria similar. A experiência mostra que nem sempre isto ocorre, sendo necessário realizar ensaios em cada caso para se determinar os valores mais adequados de G e T (RICHTER & AZEVEDO NETTO, 1991).

O modelo teórico da floculação, em sua forma mais geral, combinando os efeitos de agregação e quebra de flocos (ARGAMAN e KAUFMAN, 1970 apud RICHTER; AZEVEDO NETTO, 1991), é dado pela Equação 3.5:

$$\frac{dN}{dt} = - (\text{função de agregação}) + (\text{função de quebra}) \quad (3.5)$$

ARGAMAN e KAUFMAN (1970) apud RITCHER e AZEVEDO NETTO (1991) definiram o modelo teórico, que representa a função de agregação, ou taxa de crescimento dos flocos através da Equação 3.6:

$$\frac{dN_A}{dt} = -K_A \cdot N \cdot G \quad (3.6)$$

Onde:

N = concentração de partículas primárias (m^{-3}),

G = gradiente de velocidade (s^{-1});

K_A = coeficiente de agregação.

E o modelo para ruptura (KAUFMAN, 1970 apud RICHTER; AZEVEDO NETTO, 1991) pode ser descrita pela Equação 3.7:

$$\frac{dN_B}{dt} = -K_B \cdot N_0 \cdot G^2 \quad (3.7)$$

Onde:

N_0 = concentração inicial de partículas primárias ao entrar no floculador (m^{-3}),
 K_B = coeficiente de ruptura.

Combinando os efeitos de agregação e ruptura dos flocos, ARGAMAN e KAUFMAN (1970) apud SENS (1997) propuseram calcular a variação do número de partículas por unidade de volume conforme expresso pela Equação 3.8:

$$\frac{dN}{dt} = -K_A \cdot N \cdot G + K_B \cdot N_0 \cdot G^2 \quad (3.8)$$

Onde:

N_0 = concentração de partículas primárias ao entrar no floculador (m^{-3});
 N = concentração de partículas primárias em relação ao tempo T (m^{-3});
 K_A = constante de agregação (adimensional);
 K_B = coeficiente de quebra (s^{-1}).

Segundo DI BERNARDO e DANTAS (2005), os valores de gradiente de velocidade normalmente aplicados em tratamento de águas para abastecimento podem variar de 75 e 20 s^{-1} . Nessa faixa, verifica-se que o fator de ruptura de flocos é pequeno, da ordem de 1000 vezes menor que o de agregação, podendo-se simplificar a Equação 3.7, isolando T, o que resulta na Equação 3.9:

$$T = \frac{m}{K_A \cdot G} \left[\left(\frac{N_0}{N_m} \right)^{\frac{1}{m}} - 1 \right] \quad (3.9)$$

A partir deste modelo simplificado e com os resultados de cerca de 300 ensaios de floculação realizados com água do rio Iguaçu, em Curitiba, Ritcher (1978) propôs a Equação 3.10, que para águas com as características da pesquisa, mostra a correlação entre o coeficiente de agregação K_A e a turbidez da água bruta:

$$K_A = 0,192 \cdot 10^{-4} \cdot N_0^{0,8} \quad (3.10)$$

Demonstra-se, assim, que o coeficiente de agregação também não é constante, variando com a turbidez da água bruta. Quanto maior a turbidez desta, maior é o coeficiente de agregação. Na prática, sabe-se que sempre é mais difícil flocular águas de baixa turbidez (RICHTER; AZEVEDO NETTO, 1991).

A porosidade do floco cresce com o seu volume (DHARMAPPA *et al.*, 1993 apud DALSSASSO, 2005; THOMAS *et al.*, 1999). ARGAMAN e KAUFMAN, 1970 apud RITCHER e AZEVEDO NETTO (1991) observaram que o diâmetro de um floco pode crescer até certo valor máximo. Quanto maior o gradiente de velocidade G , menor o tamanho do floco e maior a sua densidade. Destacam ainda que a eficiência global possa ser obtida em tempos cada vez menores, à medida que se aumenta o número m de câmaras em série. Os autores concluíram também que:

- Para um dado tempo T de floculação, a eficiência cresce quase linearmente com o gradiente de velocidade G até um valor máximo. A partir daí qualquer incremento de G faz diminuir a eficiência.

- Para uma eficiência dada, existe um tempo de residência mínimo. O gradiente G^* associado a esse tempo T constitui um valor ótimo para uma eficiência dada. Qualquer outro valor de G^* , maior ou menor, dará uma eficiência menor.

Em um estudo experimental em jarreste, ANDREU VILLEGAS e LETTERMAN apud SENDER, 1981; verificaram que entre um dado gradiente de velocidade G^* e um tempo de floculação T , os melhores resultados são obtidos quando se aplica a Equação 3.11:

$$(G^*)^n.T = K \quad (3.11)$$

Onde:

n e K são fatores constantes que dependem da dosagem de coagulante, do valor do pH da coagulação, da qualidade da água, e sobretudo, das características dos colóides. Os autores encontraram $n = 2,8$ e $k = 4,9.10^5$; $1,9.10^5$ e $0,7.10^5$ para doses de sulfato de alumínio de 10 mg L^{-1} ; 25 mg L^{-1} e 50 mg L^{-1} respectivamente.

A Equação 3.11 mostra que quando o período de floculação tende para valores elevados, o valor de G tende para zero. Porém, estudos realizados por MENDES (1990) não mostraram o comportamento sugerido. O autor citado desenvolveu uma série de ensaios dos jarros utilizando águas sintéticas e naturais com valores de turbidez e cor variáveis. Em seus estudos com tempo T de floculação de até 100 min., observou que, aumentando T , o valor G decrescia até um valor mínimo, abaixo do qual as eficiências de remoção da turbidez eram prejudicadas. Com base em seus estudos concluiu sobre a existência de um gradiente de velocidade mínimo (G'), abaixo do qual não são caracterizadas as condições ótimas de floculação para um dado período T e propôs a Equação 3.12 para representar os parâmetros ótimos de floculação.

$$(G^* - G')^n = K.(T)^n \quad (3.12)$$

Onde:

G^* = gradiente ótimo de velocidade para o período de floculação T (s^{-1});

G' = gradiente de velocidade mínimo a ser aplicado quando T tende ao infinito (s^{-1})

T = período de floculação desejado (min);

n e K = constantes determinadas pelo ajuste das curvas.

Nos ensaios em reator estático, é possível calcular o gradiente de velocidade ótimo quando o mesmo é mantido constante durante o período de floculação, o que difere da metodologia apresentada por PÁDUA (1994), que teve por finalidade determinar os gradientes de velocidade ótimos quando os mesmos variam nas câmaras em série ou nos canais da unidade de floculação com escoamento contínuo nas ETAs.

Segundo DI BERNARDO e DANTAS (2005), a floculação é essencialmente um fenômeno físico, e depende da temperatura da água e das condições de intensidade e período de agitação impostos à mesma, quando em tratamento.

O gradiente de velocidade e o tempo de detenção, aliados aos fatores que influenciam no processo de coagulação, constituem-se nos principais fatores que influenciaram a eficiência da floculação, uma vez que tais parâmetros governarão a densidade e o tamanho dos flocos formados (DALSASSO, 2005).

3.4.3 Aspectos econômicos e operacionais no dimensionamento de flocladores hidráulicos e mecânicos

Segundo DALSSASSO (2005), o custo de um sistema de floclação está diretamente ligado ao seu volume e as necessidades operacionais do floclador, dentre elas, manutenção e consumo de energia. Sendo assim, pode-se relacionar o custo de um sistema de floclação com dois parâmetros hidráulicos utilizados no seu dimensionamento, que são: gradiente médio de velocidade (G_{mf}) e o tempo médio de floclação (T_{mf}). Quanto maior o valor de G_{mf} mais energia deve ser fornecida à unidade. Essa energia pode ser fornecida por agitadores mecanizados ou ser o resultado da dissipação de uma carga hidráulica previamente estabelecida. Quanto maior o valor de T_{mf} , maior o volume útil do floclador. Os custos podem ser anualizados e representados pela soma dos custos de capital com os custos de manutenção e operação. Mesmo para os flocladores hidráulicos deve-se computar o custo de energia equivalente a perda de carga na unidade.

O estabelecimento do tempo e do gradiente de velocidade de projeto da unidade de floclação depende, fundamentalmente, da qualidade da água bruta e da tecnologia de tratamento utilizada na ETA (PÁDUA, 1994).

A escolha do tipo de sistema de floclação está condicionada a diversos fatores, tais como: qualidade da água, mecanismo de coagulação, tamanho das unidades, existência de pessoal qualificado para operação e manutenção, regime de funcionamento (vazão constante ou variável, contínuo ou intermitente), etc. (DI BERNARDO; DANTAS, 2005).

Os flocladores hidráulicos, de um modo geral, apresentam menores custos de implantação, operacionais e de manutenção; comparados aos mecanizados.

Segundo RITCHER e AZEVEDO NETTO (1991), os floculadores hidráulicos de chicanas, de fluxo horizontal, demandam grandes áreas e, por este motivo, a não ser em algum projeto de ETA de pequeno porte, com vazões menores que 10 L.s^{-1} , apresentam custos de implantação, operacionais e de manutenção superiores aos de fluxo vertical, além de problema do vão livre. Esses últimos podem ser utilizados em sistemas de tratamento de água com capacidade de 25 L.s^{-1} até 1000 L.s^{-1} . Os autores ressaltam ainda, que nos floculadores hidráulicos, o aproveitamento energético é superior ao obtido nos mecanizados.

SNEL e ARBOLEDA (1982) salientam que é necessário a dissipação de uma grande quantidade de energia em uma ampla escala de turbulência, para produzir o mesmo gradiente que se consegue com um mínimo de energia, se a escala de turbulência é pequena.

Segundo WAGNER (1983) apud RICHTER E AZEVEDO NETO (1991), em muitos países, os floculadores mecânicos são mais utilizados do que hidráulicos, devido à flexibilidade quanto à possibilidade de ajuste da velocidade de rotação das pás ou turbinas imposta pelo motor. Essa característica pode ser muito importante quando a ETA está sujeita a variações de vazão, temperatura ou qualidade da água bruta.

Floculadores hidráulicos têm menor flexibilidade de variação do gradiente médio de velocidade (G_{mf}) porque suas características físicas e, conseqüentemente, parâmetros de floculação são em função da vazão afluente e não podem ser ajustados livremente durante o funcionamento. Contudo, uma característica atrativa de muitos floculadores hidráulicos é que o fluxo se aproxima das condições de reatores tubulares em razão da existência de múltiplos compartimentos, canais e chicanas, ou meio necessário e suficiente para promover a mistura lenta. Como resultado, minimização dos caminhos preferenciais, e conseqüentemente, diminuição do volume de curto-circuitos, quando comparados com floculadores mecânicos; apesar destes últimos serem projetados com vários compartimentos em série e terem suas saídas e entradas

diametralmente opostas para minimizar problemas desta natureza (SCHULZ, 1994).

Na Tabela 3.1 são mostrados dados comparativos gerais das principais características de floculadores usualmente empregados em ETAs.

Tabela 3.1 - Dados comparativos gerais das principais características entre floculadores hidráulicos e mecanizados de eixos vertical e horizontal

Característica da Unidade de Floculação	Floculadores Hidráulicos	Floculadores mecanizados	
		eixo vertical	eixo Horizontal
Custo	Baixo	Médio a alto	Médio a alto
Flexibilidade operacional	Média a baixa	Boa	Boa
Tipo de construção	Fácil	Média	Média a difícil
Condições de fluxo	Próximo ao fluxo de pistão	Curtos-circuitos	Curtos-circuitos
Manutenção	Baixa	Média	Média

Fonte: Adaptado de LIBÂNIO *et al.* (1997)

Em países em desenvolvimento, floculadores hidráulicos estão sendo utilizados porque podem ser implantados com baixo custo e utilizando materiais e mão-de-obra locais: são de simples manutenção e operação e não requerem partes sobressalentes (RAMOS, 2000).

WAGNER (1983) ressalta que muitos engenheiros na América Latina, ainda se utilizam da topografia do terreno na execução de projeto de ETAs para aproveitamento da energia hidráulica na promoção da mistura rápida e da floculação, tendo como resultado a redução nos custos de bombas, motores e outros equipamentos elétricos ou partes móveis.

3.5 Floculação em meio granular

A floculação em meio granular está despertando bastante interesse por suas possibilidades de aplicação, principalmente em estações de tratamento de água de pequeno porte, devido à sua elevada eficiência, compacidade e baixo custo. Apresenta, entretanto, alguns problemas operacionais, relacionados principalmente com a obstrução do meio, o que não é um sério inconveniente em instalações de pequeno porte com vazões menores que $10 \text{ L}\cdot\text{s}^{-1}$. Consiste em se passar a água em fluxo vertical ou horizontal, logo após ter recebido coagulantes, através de um meio granular contido em um tanque. A perda de carga caracteriza o escoamento como laminar e a eficiência é extraordinária, podendo flocular satisfatoriamente em alguns minutos (RICHTER; AZEVEDO NETTO, 1991).

As primeiras pesquisas na América Latina sobre floculação em pedras foram realizadas em 1979, pela SANEPAR, em colaboração com a IDRC (International Development Research Centre, do Canadá) (RICHTER; AZEVEDO NETTO, 1991). Uma dessas experiências foi desenvolvida numa unidade piloto junto à ETA Iguaçu na cidade de Curitiba (Paraná, Brasil). Nesse trabalho, RICHTER e MOREIRA (1981) pesquisaram a aplicação da floculação em meio granular fixo, constituído de pedregulho, comparada aos resultados obtidos em reator estático (jarteste) e em instalação piloto mecanizada na estação de tratamento de água de Iguaçu (Paraná) mostrados na Figura 3.3.

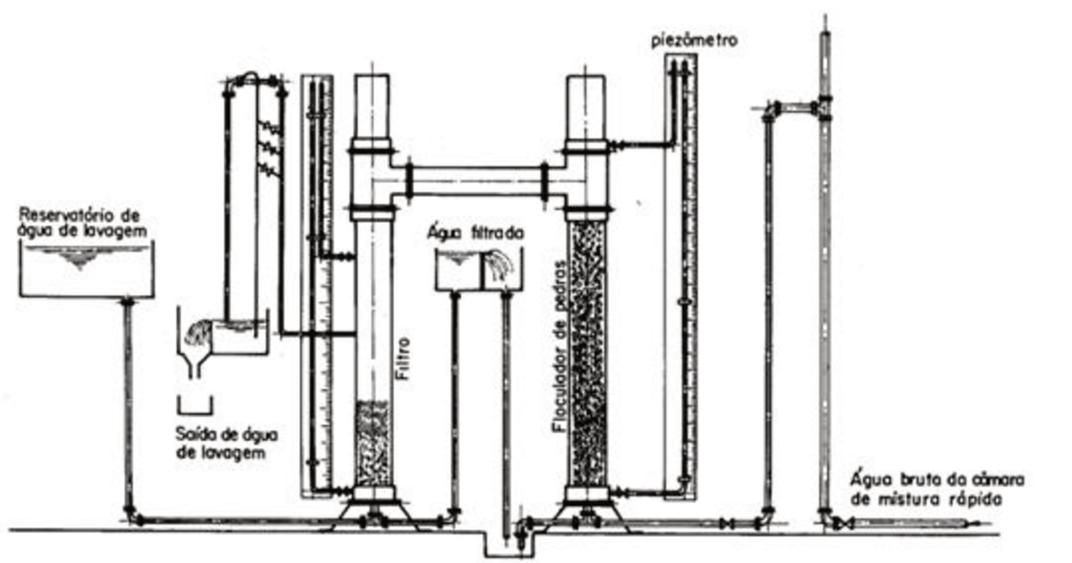


Figura 3.3 - Esquema de instalação piloto de floculação em pedras - Fonte: RICHTER e AZEVEDO NETTO, 1991

Os principais problemas operacionais com esse tipo de unidade de floculação estão relacionados às dificuldades de limpeza e à limitação de seu uso nas estações de pequena capacidade. As principais vantagens são o curto tempo de floculação necessário para a obtenção de resultados semelhantes aos do ensaio em jarteste e a elevada eficiência no tratamento de água com cor relativamente alta em relação à turbidez (DI BERNARDO; DANTAS, 2005).

A Figura 3.4 apresenta os resultados obtidos no flocoador piloto, em termos de remoção de turbidez, comparados aos resultados obtidos no flocoador da estação Iguaçu e os correspondentes ensaios de coagulação. Nesta série de testes, o tempo de floculação no flocoador piloto variou de 1,5 a cerca de 8,0 minutos, com um valor médio ao redor de 2,8 minutos (170 s) e um gradiente de velocidade médio de 85 s^{-1} resultou num número de Camp (GT) de 14500. (RICHTER; AZEVEDO NETTO, 1991)

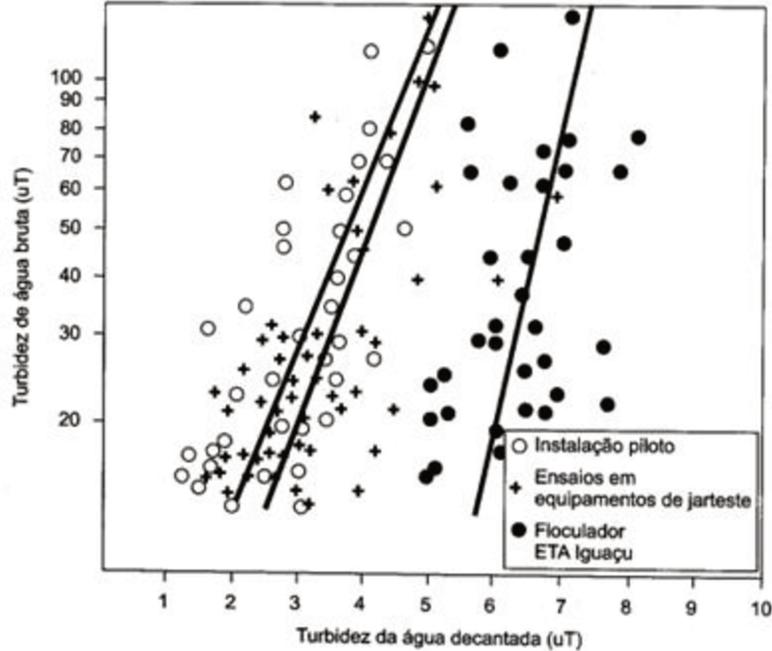


Figura 3.4 - Relação entre a turbidez da água decantada após floculação em instalação piloto de meio granular fixo, equipamento jarteste e unidade mecanizada de uma ETA - Fonte: DI BERNARDO e DANTAS, 2005

Em 1997, SENS realizou estudos detalhados em instalação piloto sobre floculação em meio granular fixo de até 3 m de espessura (com esferas de vidro de 3,5 a 10 mm de diâmetro) e expandido (com esferas de plástico com 5 mm de diâmetro). O pesquisador concluiu, principalmente, que:

- a) meio granular fixo com velocidades ascensionais entre $0,14$ e $0,5 \text{ cm.s}^{-1}$: retenção significativa de sólidos no meio granular de esferas de vidro 5 mm de diâmetro; maior eficiência na remoção de flocos por sedimentação para G_{fmgf} inicial a 50 s^{-1} e tempo de floculação inicial de 3 min (meio granular limpo);
- b) meio granular expandido com velocidades ascensionais de $0,8$ a $1,0 \text{ m.min}^{-1}$: redução da quantidade de sólidos retidos no meio granular expandido em relação ao de meio granular fixo.

A floculação pode ser realizada em meio granular fixo e expandido, em tempos da ordem de 2 a 5 minutos. A floculação em meio granular expandido surgiu da necessidade de evitar a retenção de sólidos, para manter inalteradas as condições de floculação no reator. Diante dessa necessidade, DALSSASSO (2005) realizou estudos em sistemas pilotos de floculação em meio granular fixo e expandido, compostos por materiais sintéticos esféricos e não esféricos com diâmetro entre 3 e 6 mm, seguidos por filtração rápida descendente. Os resultados mostraram que:

- a) apenas a floculação em meio granular expandido permitiu a autolimpeza dos floculadores. Os materiais utilizados permitiram a obtenção de valores adequados de gradiente de velocidade para a produção de flocos;
- b) a pré-floculação aumentou a duração das carreiras de filtração em 68% e melhorou a qualidade da água filtrada, quando associada à mudanças no meio filtrante e no coagulante;
- c) um exemplo de comparativo econômico entre floculador mecânico de paletas, hidráulico de chicanas verticais e de meio granular expandido, mostrou que esse último possui custo 50% menor.

O meio poroso pode ser considerado como um floculador hidráulico com um número “m” elevado de câmaras (RICHTER; AZEVEDO NETTO, 1991). A Equação 3.13 apresentada pelos autores mostra que a eficiência de um reator de floculação é tanto mais elevada, quanto maior for o número de câmaras dispostas em série. O tempo T_{fmgf} de floculação necessário para se obter um resultado preestabelecido N_0/N_m tende ao valor limite, e a equação torna-se (DI BERNARDO; DANTAS, 2005):

$$T_{fmgf} = \frac{1}{K_A \cdot G_{mf}} \cdot \ln \left(\frac{n_1^0}{n_1^m} \right) \quad (3.13)$$

O tempo de floculação, geralmente, varia de 3 a 10 minutos e o gradiente de velocidade médio é inferior a 100 s^{-1} , com o número de Camp (igual ao produto $G_{mfmg} \cdot T_{dfmg}$) compreendido entre 10.000 e 16.000 (DI BERNARDO & DANTAS, 2005). O gradiente médio no meio granular limpo é dado pela Equação 3.14:

$$G_{mfmg} = \sqrt{\frac{\gamma \cdot V_{ap} \cdot J_{mg}}{\mu \cdot \varepsilon_0}} \quad (3.14)$$

Onde:

G_{mfmg} = gradiente de velocidade no meio granular limpo (s^{-1})

γ = peso específico da água ($\text{N} \cdot \text{m}^{-3}$)

μ = coeficiente de viscosidade dinâmica da água ($\text{N} \cdot \text{s} \cdot \text{m}^{-2}$)

ε_0 = porosidade do meio granular limpo

V_{ap} = velocidade de aproximação da água ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$)

J_{mg} = perda de carga unitária no meio granular ($\text{m} \cdot \text{m}^{-1}$)

A perda de carga unitária em um meio granular, determinada pela expressão de Ergun (1952), é válida para qualquer regime de escoamento, desde que não ocorra fluidificação e o número de Reynolds (R_e) esteja compreendido entre 1 e 2000, expressa pela Equação 3.16. A perda de carga na subcamada considerada é igual ao produto da perda de carga unitária pela sua espessura (DI BERNARDO & DANTAS, 2005), Equação 3.15.

$$J_{mg} = \frac{150 \cdot \nu \cdot (1 - \varepsilon_0)^2 \cdot V_{ap}}{g \cdot \varepsilon_0^3 \cdot C_e \cdot D_{mg}^2} + \frac{1,75 \cdot (1 - \varepsilon_0) \cdot V_{ap}^2}{g \cdot \varepsilon_0^3 \cdot C_e \cdot D_{mg}} \quad (3.15)$$

$$R_e = \frac{\rho_a \cdot V_{ap} \cdot D_{mg}}{\mu} \quad (3.16)$$

Onde:

J_{mg} = perda de carga unitária em cada subcamada do meio granular limpo ($m.m^{-1}$)

ν = viscosidade cinemática da água ($m^2.s^{-1}$)

ε_0 = porosidade da subcamada do meio granular limpo

V_{ap} = velocidade de aproximação ($m.s^{-1}$)

g = aceleração da gravidade ($m.s^{-2}$)

C_e = coeficiente de esfericidade

D_{mg} = tamanho médio dos grãos do material da subcamada limpa (mm)

R_e = número de Reynolds

ρ_a = massa específica da água ($Kg.m^{-3}$)

μ = viscosidade absoluta da água ($N.m.s^{-2}$)

O coeficiente de esfericidade (C_e) pode ser obtido na Tabela 3.2.

Tabela 3.2 - Características do pedregulho usado na floculação em meio granular

Forma do grão	Coeficiente de esfericidade	Porosidade (ε)	Tamanho (mm)
Esférica	1,00	0,38	
Arredondada	0,95 a 0,98	0,38	
Desgastada	0,93 a 0,95	0,39	Mínimo de 6,4 e Máximo de 25,9
Aguda	0,78 a 0,83	0,40	
Angular	0,75 a 0,78	0,43	
Triturada	0,67 a 0,72	0,48	

Fonte: DI BERNARDO e DANTAS, 2005

Segundo DI BERNARDO & DANTAS (2005), quanto menor o número de Reynolds (R_e), maior a influência da viscosidade e menor a inércia do escoamento e vice-versa.

O tamanho médio dos grãos do material da subcamada limpa (mm) é dada pela Equação 3.17 (DI BERNARDO; DANTAS, 2005):

$$D_{mg} = \sqrt{d_1 \cdot d_2} \quad (3.17)$$

Onde:

D_{mg} = tamanho médio dos grãos do material da subcamada limpa (mm)

d_1 = tamanho menor dos grãos do material da subcamada limpa (mm)

d_2 = tamanho maior dos grãos do material da subcamada limpa (mm)

A potência para um sistema hidráulico de floculação pode ser calculada pela Equação 3.18:

$$P_{med} = \gamma \cdot Q \cdot \Delta h \quad (3.18)$$

Onde:

P_{med} = potência dissipada hidráulica ($N \cdot m \cdot s^{-1}$)

γ = peso específico da água ($N \cdot m^{-3}$);

Δh = perda de carga na câmara de mistura ($m \cdot m^{-1}$)

Q = vazão ($m^3 \cdot s^{-1}$)

O tempo de detenção para um floculador granular pode ser calculado pelas Equações 3.19 ou 3.20 (RAMOS, 2000; DALSSASSO, 2005) ou 3.20 (DI BERNARDO; DANTAS, 2005):

$$T_{dfmg} = \frac{H \cdot \varepsilon_0}{V_{ap}} \quad (3.19)$$

Onde:

H = altura do meio granular (m)

T_{dfmg} = tempo de detenção flocculação no meio granular (s)

V_{ap} = velocidade de aproximação ($m \cdot s^{-1}$)

ε_0 = porosidade do meio granular limpo

$$T_{dfmg} = \frac{V_u}{Q} \quad (3.20)$$

Onde:

T_{dfmg} = tempo de detenção no meio granular limpo (min);

V_u = volume útil (m^3);

Q = vazão ($m^3 \cdot s^{-1}$).

O volume útil poder ser calculado pela Equação 3.21 (DI BERNARDO; DANTAS, 2005):

$$V_u = \varepsilon_0 \cdot V_{sem.meio.granular} \quad (3.21)$$

Onde:

V_u = volume útil (m^3);

ε_0 = porosidade do meio granular limpo;

$V_{sem\ meio\ granular}$ = volume sem meio granular (m^3).

A porosidade (ε_0) é a relação entre o volume de vazios e o volume total do meio granular (vazios + grãos). A determinação dessa grandeza pode ser feita volumetricamente utilizando-se uma amostra representativa do material e um recipiente de volume aferido. O resultado é expresso pela Equação 3.22 (DALSASSO, 2005):

$$\varepsilon_0 = \frac{V_v}{V_c} \quad (3.22)$$

Onde:

ε = porosidade do meio granular (adimensional);

V_v = volume de vazios;

V_c = volume total ocupado no recipiente volume dos grãos + V_v

O floculador com leito de pedregulho é um tipo eficiente de floculador hidráulico, que segundo SCHULZ (1994), tem sido utilizado com sucesso em ETAs com pequena à média capacidade de tratamento. Segundo o pesquisador, o uso de sistemas de floculação em leito de pedregulho manifesta as seguintes vantagens:

- As condições para a formação de flocos são próximas das ideais (gradiente ótimo, pois quase inexitem zonas mortas ou curtos-circuitos nas unidades) devido ao caminho tortuoso e grande oportunidade de contatos entre partículas e flocos pré-formados, retidos nos vazios estabelecidos pelo meio;
- Possibilidade de variação gradual e contínua nos valores de gradiente de velocidade impostos ao processo pela mudança na seção transversal do reator e/ou pela alteração do tamanho dos grãos constituintes do meio;
- O período necessário para a floculação pode ser consideravelmente reduzido devido à inexistência de zonas mortas e possibilidade de curtos circuitos.

Segundo DI BERNARDO e DANTAS (2005), muitas pesquisas sobre floculação em meio granular fixo foram realizadas com velocidade de aproximação (V_{ap}) entre 0,0015 e 0,010 m s⁻¹, ocorrendo retenção de grande quantidade de

flocos no interior do meio granular e deposição no topo da camada, exigindo paralisações constantes para limpeza e até mesmo retirada do material granular. Para evitar problemas dessa natureza têm sido sugeridas velocidades de aproximação mais elevadas (até $0,1 \text{ m.s}^{-1}$). Porém, ainda há necessidade de pesquisas nesse campo para comprovar tais velocidades.

Em um floculador granular, dependendo da granulometria e da velocidade de escoamento, a porosidade pode mudar durante o seu funcionamento. A porosidade do meio granular esférico homogêneo é sempre a mesma, mas os tamanhos das cavidades formadas entre os grãos cresce com o diâmetro dos mesmos. Assim, se as cavidades são maiores, os depósitos de flocos no leito serão menos significativos. Para construir um floculador deve-se procurar diminuir o volume ocupado pelos grãos, isto é, aumentar a porosidade sem diminuir o número de cavidades. Quanto maior a porosidade, menor o volume total do floculador. Para o mesmo volume de reator, quanto maior for o número de cavidades, mais se aproxima da teoria de um grande número de reatores em série (DALSASSO, 2005).

Essa tecnologia, segundo RAMOS (2000), manifesta uma série de vantagens em comparação com outros tipos de floculadores hidráulicos e mecanizados, podendo-se destacar:

- Possibilidade de redução do consumo de coagulantes e pré-alcalinizantes da água bruta;
- Redução de custos de implantação devido à redução do período de detenção hidráulico necessário para o processo;
- Possibilidade de eliminação da etapa de decantação devido à ocorrência de retenção de flocos no próprio leito poroso do floculador; e,

- Redução nos custos operacionais e de manutenção, devido à inexistência de consumo de energia elétrica e equipamentos eletromecânicos.

Acredita-se que o desempenho favorável dos reatores de floculação em meio poroso deva-se a ocorrência da perda de carga linear que caracteriza o escoamento gerado nos vazios entre o meio granular como de fluxo laminar, aliado à progressiva retenção de flocos em formação, que proporcionam melhores oportunidades de choques entre as partículas ou substâncias em processo de floculação (compostos floculentos e aglomerados de partículas). O inconveniente de freqüentes limpezas deve-se ao reduzido volume de vazios proporcionado pelo meio granular, e conseqüentemente, o aumento da perda de carga imposta ao escoamento (RAMOS, 2000). Ou incremento de energia ou de variação do nível d'água à montante do mesmo. Tais inconvenientes poderiam ser atenuados, ou mesmo eliminados, substituindo-se o meio poroso constituído de pedregulhos por material com porosidade mais elevada, que permitisse ocorrência de manta de lodo (flocos), de escoamento laminar e facilidade de liberação do lodo retido para recuperação da carga hidráulica disponível (RAMOS, 2000).

A floculação em meio granular ocorre associada à filtração direta. Segundo DI BERNARDO e DANTAS (2005), em função do tamanho e distribuição das partículas presentes na água bruta, das características do meio filtrante e da taxa de filtração, a filtração pode ser precedida apenas pela coagulação, sem a necessidade de formação prévia de flocos em uma unidade de floculação

CLEASBY (1990) apud DI BERNARDO E DANTAS (2005) menciona o relatório de um comitê americano em que é citado que a água ideal para ser tratada por filtração direta deve apresentar cor aparente menor que 40 uC, turbidez menor que 5 uT, concentração de algas menor que 2.000 UPA.ml⁻¹, concentrações de ferro e manganês inferiores, respectivamente, a 0,3 mg.L⁻¹ e 0,05 mg.L⁻¹. O autor também cita um estudo no qual esse limite de turbidez é considerado muito baixo, sendo sugerido valor de até 12 uT quando for utilizado somente sulfato de alumínio como coagulante ou 16 uT quando for empregado

polímero catiônico. Nos períodos de maior concentração de algas, é sugerido o limite de 7 uT, no caso de ser usado somente sulfato de alumínio e 11 uT quando for empregado polímero catiônico. Por outro lado, EDZWALD *et al.* (1987) apresentam como fator limitante para a adoção da tecnologia de filtração direta a concentração de carbono orgânico total (COT) na água bruta, que, segundo eles, deve ser menor ou igual a 5 mg.L⁻¹. De acordo com esses autores, em geral, a filtração direta tem sido aconselhada para águas com baixa turbidez (20 a 30 uT), baixa cor (inferior a 40 uC) e baixa concentração de algas. AMIRTHARAJAH (1988) menciona que comumente a filtração direta é o sistema mais econômico de tratamento de água com baixa turbidez (menor que 50 uT), como aquelas de lagos que necessitam de pequenas dosagens de coagulante (inferiores a 15 mg.L⁻¹). Segundo DI BERNARDO e DANTAS (2005), muitos pesquisadores têm limitado a turbidez e a concentração de sólidos suspensos na água bruta a ser tratada por filtração direta a 25 uT e a 50 mg.L⁻¹, respectivamente, embora picos de turbidez de até 100 uT possam ocorrer por períodos de tempo inferiores a 12 horas. WAGNER e HUDSON JR. (1982) citam o tratamento de água bruta com turbidez superior a 40 uT em ETAs localizadas no Brasil e na Jordânia. TREWEEK (1979) menciona ETAs de filtração direta capazes de produzir efluente filtrado com turbidez inferior a 1 uT mesmo quando a água bruta apresenta turbidez de 60 uT.

3.6 Floculação em malhas

O uso de telas tem sido geralmente restrito à função de filtração grossa na remoção de corpos flutuantes ou em suspensão de dimensões relativamente grandes em tomadas de água e na entrada de estações de tratamento de esgotos. Com tal finalidade, geralmente são empregadas malhas com aberturas que variam entre 2 a 20 mm, de arame de aço galvanizado ou aço inoxidável, ou de fios de náilon.

Uma aplicação particularmente interessante foi usada pela primeira vez em 1960, pelo Eng^o. Thomas M. Riddick na floculação da água. Ele projetou um

floculador mecânico, no qual as paletas foram substituídas por uma tela de arame com espaçamento de malha de aproximadamente 5 cm (Figura 3.5). Sua idéia era aumentar a taxa de colisões entre os flocos e entre os colóides e flocos através de um aumento extraordinário nas superfícies de cisalhamento hidrodinâmico, acelerando, assim, o processo de floculação. Este tipo de aparelho gera uma distribuição de valores de gradientes de velocidade mais uniformes e de maior intensidade na massa líquida, possibilitando uma redução substancial no tempo de floculação. Entretanto, por falta de métodos e critérios simples e bem definidos de dimensionamento, este eficiente dispositivo de floculação, foi esquecido por quase duas décadas, não tendo sido utilizado em outros projetos a não ser os do próprio Riddick (RICHTER; AZEVEDO NETTO, 1991).

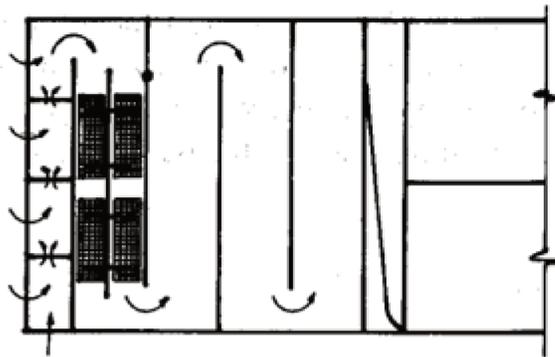


Figura 3.5 - Esquema de floculador de T. Riddick – Fonte: RICHTER e AZEVEDO NETTO, 1991

Em 1979, a Sanepar fez uso de telas no projeto de ampliação da estação de tratamento do rio Iguaçu, em Curitiba, Paraná (RICHTER; AZEVEDO NETTO, 1991).

ARBOLEDA e SNEL (1982) atestaram através de experiências preliminares realizadas na Colômbia, redução considerável do tempo de residência necessário à floculação quando do uso de telas.

3.6.1 Hidráulica do fluxo através das telas

O uso de malha de ferro redondo, fios de aço inoxidável ou de plástico, tem sido sugerido para melhorar a mistura de soluções de coagulantes após o ressalto hidráulico em canais ou injetor em tubulações. A malha também pode ser usada para promover a mistura de solução de polímeros ou para realizar a floculação (DI BERNARDO; DANTAS, 2005).

As malhas são caracterizadas por diversos parâmetros, destacando-se os apresentados a seguir (DI BERNARDO; DANTAS, 2005):

a) Porosidade (ε)

A porosidade de uma malha não quadrada é dada pela Equação 3.23:

$$\varepsilon = (1 - n_{f1} \cdot d_{f1}) \cdot (1 - n_{f2} \cdot d_{f2}) \quad (3.23)$$

Onde:

ε = porosidade

n_{f1} = número de fios com diâmetro d_{f1} , por unidade de comprimento (m^{-1})

n_{f2} = número de fios com diâmetro d_{f2} , por unidade de comprimento (m^{-1})

Para tela de malha quadrada, $n_{f1} = n_{f2} = n_f$ e $d_{f1} = d_{f2} = d_f$, resultando na Equação 3.24:

$$\varepsilon = (1 - n_f d_f)^2 \quad (3.24)$$

b) Perda da carga (h_m)

A perda de carga nas malhas é muito pequena e depende do número de Reynolds. Como a porosidade é geralmente elevada (maior que 70), resultam valores do número de Reynolds superiores a 500, de forma que a perda de carga pode ser estimada pela Equação 3.25:

$$h_{mm} = \frac{0,55.V_{emm}^2}{2.g} \cdot \left(\frac{1 - \varepsilon^2}{\varepsilon^2} \right) \quad (3.25)$$

Onde:

h_{mm} = perda de carga no fio de uma malha (m);

V_{emm} = velocidade de escoamento da água à montante da malha ($m.s^{-1}$)

g = aceleração da gravidade ($m.s^{-2}$)

c) Gradiente de velocidade nas telas (G_{mm})

O gradiente de velocidade médio (G_{med}) pode também ser calculado pela Equação 3.26:

$$G_{med} = \sqrt{\frac{P_{med}}{\mu.V}} \cong \sqrt{\frac{P_m}{\nu}} \quad (3.26)$$

Onde:

G_{med} = gradiente de velocidade médio (s^{-1})

V = volume (m^3)

P_{med} = potência média dissipada ($N.m.s^{-1}$)

P_m = potência média dissipada por unidade de massa ($N.m.s^{-1}.g$)

ν = viscosidade cinemática da água ($m^2.s^{-1}$)

Assumindo-se que a perda de carga decorrente da malha seja dissipada em um volume à jusante (Figura 3.6), compreendido entre o plano da malha e o de uma seção a uma distância igual a $4 e_f$, (espaçamento entre os fios), da combinação das Equações 3.18, 3.25 e 3.26, obter-se-á a Equação 3.27:

$$G_{mm} = \sqrt{\frac{0,55 \cdot \gamma \cdot V_{emm}^3}{8 \cdot g \cdot \mu \cdot e_f} \cdot \left(\frac{1 - \varepsilon^2}{\varepsilon^2} \right)} \quad (3.27)$$

Onde:

G_{mm} = gradiente de velocidade médio na malha (s^{-1})

γ = peso específico da água ($N \cdot m^{-3}$)

μ = viscosidade absoluta da água ($N \cdot s \cdot m^{-2}$)

V_{emm} = velocidade de escoamento ($m \cdot s^{-1}$)

e_f = espaçamento entre fios (m)

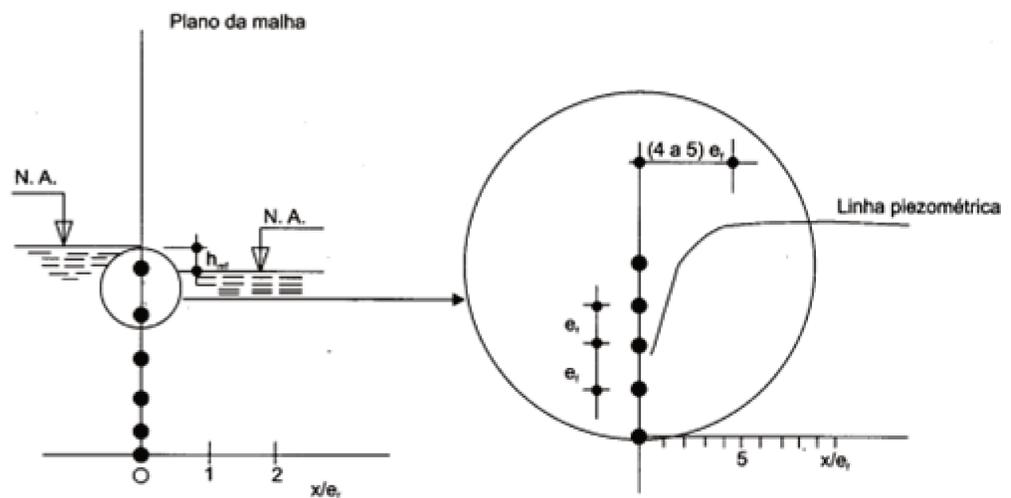


Figura 3.6 - Esquema de uma malha quadrada de fios redondos - Fonte: DI BERNARDO e DANTAS, 2005

As telas podem ser utilizadas em qualquer elemento da estação de tratamento de água para produzir um gradiente de velocidade desejado. Se intercaladas no canal ou canalização de chegada de água bruta, vão produzir a

turbulência necessária à mistura rápida dos produtos químicos. Podem substituir as paletas de um flocculador mecânico, que além de otimizar a flocculação, pode passar a operar em menor velocidade, prolongando a sua vida útil (RICHTER; AZEVEDO NETTO, 1991; DI BERNARDO; DANTAS, 2005).

Instaladas em trechos retos de canais de flocculação hidráulica, onde o gradiente é geralmente muito baixo, vão gerar gradientes mais adequados, melhorando a flocculação e permitindo um menor tempo de residência, seja por uma taxa mais elevada de colisões entre as partículas, devido ao aumento da superfície de cisalhamento (efeito da viscosidade), seja pelo efeito da compartimentação (RICHTER; AZEVEDO NETTO, 1991; DI BERNARDO; DANTAS, 2005).

A passagem da água por uma tela pode ocorrer a número de Reynolds bastante baixos, portanto em condições características de regime laminar. Em consequência, se for colocada uma tela em um canal a um ângulo qualquer, obliquamente à direção do fluxo, a corrente líquida tenderá a se defletir em uma direção perpendicular à superfície da tela, propriedade que poderá ter uma série de aplicações nas estações de tratamento, como por exemplo, na entrada e/ou saída de tanques de sedimentação, em filtros ou em qualquer lugar onde for necessária uma uniformização do fluxo, com a finalidade de eliminar as variações de velocidade (RICHTER; AZEVEDO NETTO, 1991; DI BERNARDO; DANTAS, 2005).

Colocando uma tela a um ângulo de incidência diferente de 90° sobre uma corrente líquida, o fluxo pode ser desviado, Figura 3.7. Essa propriedade pode permitir a solução em alguns casos de curtos-circuitos em tanques de sedimentação, Figura 3.8 (RICHTER; AZEVEDO NETTO, 1991; DI BERNARDO; DANTAS, 2005).

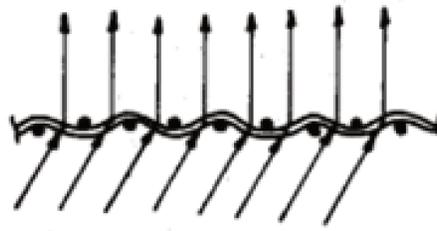


Figura 3.7 - Esquema de instalação de tela a um ângulo de incidência diferente de 90° sobre uma corrente líquida - Fonte: RICHTER e AZEVEDO NETTO, 1991

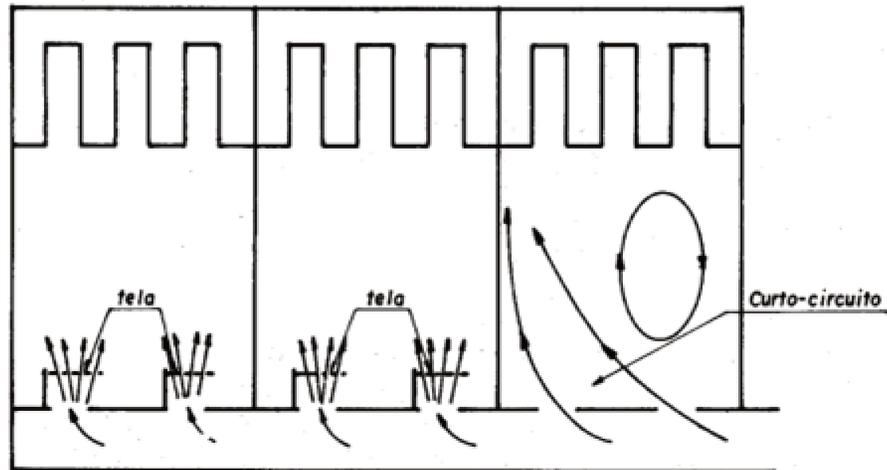


Figura 3.8 - Esquema de instalação de tela em tanques de decantação, uma possível solução em casos de curtos-circuitos - Fonte: RICHTER e AZEVEDO NETTO, 1991

Segundo RICHTER e AZEVEDO NETTO (1991), as telas são dispositivos econômicos e eficientes de floculação, com inúmeras e promissoras possibilidades de emprego em novos projetos e principalmente na ampliação e otimização de estações existentes. O gradiente de velocidade numa tela é função da velocidade do fluxo e das características geométricas da tela, tais sejam o espaçamento e o diâmetro dos fios da malha.

3.7 Geossintéticos

Desde 1971, quando foi produzido o primeiro geossintético brasileiro, o desenvolvimento no campo da pesquisa acadêmica, nas aplicações e mercados, na formação de profissionais e na produção e desenvolvimento de novos produtos e na organização de eventos técnicos, têm superado às expectativas mais otimistas (VERTEMATTI, 2004).

O bom desenvolvimento dos geossintéticos no Brasil nos anos de 1990 e neste início de século tem refletido na atividade acadêmica, que vem evoluindo sensivelmente. Hoje há disciplinas específicas destinadas aos geossintéticos em diversas escolas de engenharia. Com relação ao número de trabalhos técnicos apresentados em congressos, simpósios e seminários, há uma participação crescente de brasileiros, tanto em eventos no exterior como naqueles realizados no país (VERTEMATTI, 2004).

3.7.1 Principais funções dos geossintéticos

Numa obra de engenharia, os geossintéticos podem exercer, concomitantemente, uma ou mais funções: controle de erosão superficial, drenagem, filtração, impermeabilização, proteção, reforço e separação. As funções dos geossintéticos são definidas pela norma brasileira NBR 12553:2003 - Geossintéticos: Terminologia.

3.7.2 Tipos e classificação

A cada dia, novos geossintéticos são desenvolvidos. Desse modo, muitos deles ainda não foram devidamente definidos e classificados, como por exemplo, os geocompostos para recapeamento asfáltico e filtração (NBR 12553:2003).

Os geossintéticos são constituídos essencialmente por polímeros, derivados do petróleo, embora algumas fibras naturais, como as da juta, sisal e coco, também sejam empregadas na fabricação de alguns geotêxteis (chamados, então, de biotêxteis) e geomantas (chamadas, então, de biomantas). Nesta pesquisa foi utilizada a geomanta (GA) (Figura 3.9), produto fabricado em polipropileno com estrutura tridimensional permeável, usado para controle de erosão superficial do solo.



Figura 3.9 - Fotografia da geomanta utilizada nos reator R2 - Fonte: MACCAFERRI, 2009

A introdução de geossintéticos em tratamento de águas para abastecimento ocorreu através de trabalhos de alguns pesquisadores MBWETTE e GRAHAM (1987) apud (FERRAZ, 2000); PATERNIANI (1991) e DI BERNARDO e DANTAS (2005) que investigaram o uso de mantas sintéticas não tecidas no topo da camada de areia, como necessidade de se encontrar uma técnica que atenuasse os efeitos das variações sazonais da qualidade da água bruta no desempenho dos filtros, além de propiciar condições para se conseguir realizar a limpeza mais rapidamente.

4 METODOLOGIA

4.1 Água de estudo

A água bruta em estudo é oriunda do rio Jaguari, que possui nascentes no Estado de Minas Gerais e deságue no Rio Atibaia, no Estado de São Paulo, formando o rio Piracicaba. Ele flui de leste para oeste e seu principal afluente é o Rio Camanducaia. Dentro do Estado de São Paulo, o Rio Jaguari está inserido na Unidade de Gerenciamento de Recursos Hídricos formada pelas bacias hidrográficas dos Rios Piracicaba, Capivari e Jundiaí - UGRHI-PCJ (MANSOR *et al.*, 2006).

A bacia hidrográfica do Rio Jaguari tem área total de 4.320 km², dos quais 70,4% se localizam no Estado de São Paulo. Está voltada para o setor agrícola e, apesar de apresentar sinais visíveis de princípio de degradação, comparativamente com os demais mananciais da bacia hidrográfica do Rio Piracicaba, é ainda a mais preservada (CBH-PCJ, 2001).

O rio Jaguari, para efeito de enquadramento na Resolução CONAMA 357/05 (Decretos Estaduais 8.468/76 e nº 10.755/77), é considerado classe 1 nos trechos à montante da barragem do Sistema Cantareira e classe 2 no trecho à jusante da mesma (MANSOR *et al.*, 2006). Juntamente com as represas Jacareí, Cachoeira, Atibainha e Paiva Castro compõe o Sistema Cantareira é um dos

maiores sistemas produtores de água de abastecimento público do mundo; sendo responsável pelo abastecimento de cerca de 8,1 milhões de pessoas da Região Metropolitana de São Paulo (Governo do Estado de São Paulo, 2010).

A capacidade dos reservatórios Jaguari e Jacareí representam 81,7% do volume útil total do Sistema Cantareira e a garantia da qualidade e quantidade da água do Rio Jaguari que assegure a reversão de cerca de $30 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ de água para abastecimento da Região Metropolitana de São Paulo pelo Sistema Cantareira passa (MANSOR *et al.*, 2006).

Segundo levantamento realizado no período de 26 de março de 2004 a 13 de março de 2008 nos boletins de controle diário de operação da ETA Bragança Paulista, a turbidez da água bruta do rio Jaguari variou entre um valor mínimo de cerca de 3,4 uT e raramente atingiu valores da ordem de 282 uT, com um valor médio de 25,2 uT. O valor de maior frequência (turbidez modal) encontrou-se ao redor de 14,5 uT. Somente em cerca de 5% do tempo a turbidez é superior a 90 uT. Em 51 % do tempo, a turbidez é inferior a 15,0 uT.

A cor aparente da água bruta do rio Jaguari varia normalmente entre os limites de 22,7 a 593,0 uC. A média aritmética encontra-se ao redor de 105 uC e o valor de maior frequência de 40 uC. Somente em cerca de 4% do tempo a cor aparente é superior a 300 uC. Em 95 % do tempo o valor de cor aparente é inferior a 250 uC.

O pH da água bruta do rio Jaguari varia normalmente entre os limites de 6,3 a 7,4. A média encontra-se ao redor de 6,8 e o valor de maior frequência de 6,8 (SABESP/ETA Bragança Paulista, 2008).

4.2 Local de instalação do sistema piloto

O trabalho experimental foi realizado através da instalação do sistema piloto na Estação de Tratamento de Água (ETA) de Bragança Paulista da Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo – SABESP,

localizada no município de Bragança Paulista, no estado de São Paulo; responsável pelo abastecimento de uma população estimada em 139.726 habitantes (IBGE, 2010).

A ETA Bragança Paulista opera com uma vazão média de 500 L.s^{-1} e é composta por dois módulos de tratamento de água do tipo convencional. Cada módulo é constituído por unidades de floculação mecânica, câmaras de seção quadrada e rotores do tipo paletas, decantação e filtração rápida descendente. A etapa da mistura rápida, onde é realizada a coagulação (mistura conjunta de cal e sulfato de alumínio) num vertedor do tipo tulipa, sendo única para os dois módulos. A água coagulada é encaminhada aos floculadores através de tubulação com diâmetro de 500 mm, cada módulo de tratamento recebe 50% da vazão coagulada.

Os sistemas piloto para a realização deste trabalho foram instalados junto ao canal de distribuição de água coagulada até os módulos de floculação existentes (Figura 4.1).



Figura 4.1 - Fotografias do local de instalação do sistema piloto R1 e R2 na ETA Bragança Paulista - FONTE: SABESP, 2008

4.3 Descrição geral do sistema piloto

O sistema piloto era composto dos seguintes elementos:

- plataforma elevada em chapa de aço 1020 (1,50 m x 2,00) e altura aproximada de 3,80 m para acomodar a caixa de nível constante, facilitar o monitoramento das vazões de entrada e saída da caixa de nível constante e fixação de apoio dos reatores (Figura 4.2);
- caixa de nível constante (PVC, 100 L) para distribuição e controle da vazão de água coagulada afluyente aos reatores de floculação;
- 02 (dois) sistemas independentes de tubulações, registros e acessórios para distribuição de água coagulada até a entrada de cada um dos reatores de floculação com entrada inferior;
- 02 (dois) reatores tubulares de floculação hidráulica em fluxo ascendente providos de enchimentos distintos, entradas de água coagulada, descargas de fundo, saídas de água floculada com retorno à ETA e dispositivos para coleta de amostras de água floculada e tomadas para os piezômetros;
- 01 (um) quadro de piezômetros para medição da perda de carga total em cada um dos reatores de floculação, durante o desenvolvimento de cada ensaio.

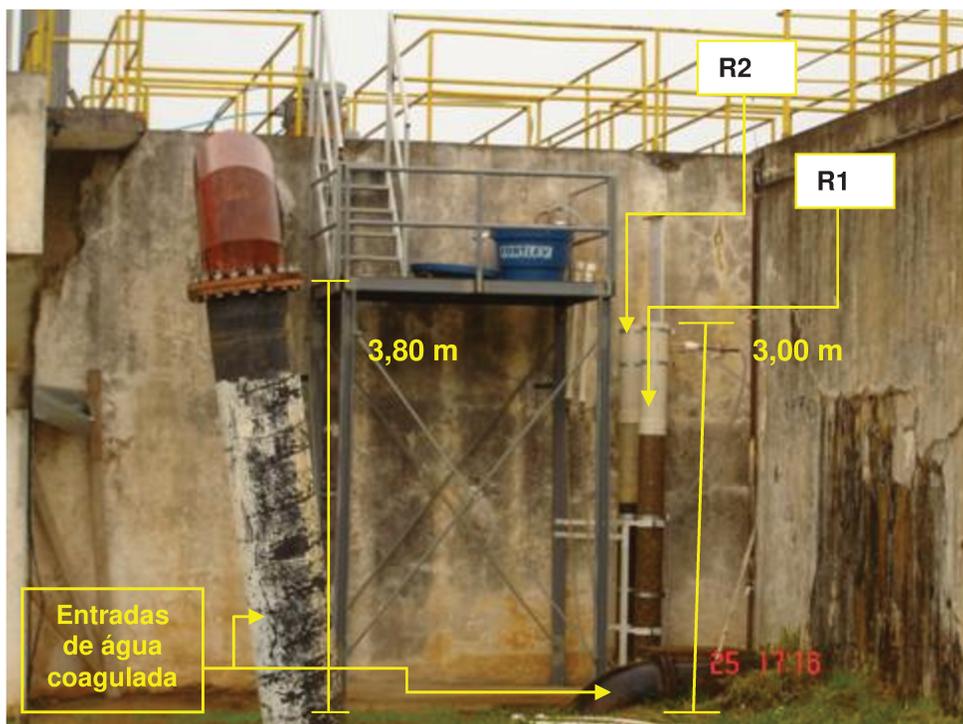


Figura 4.2 - Fotografia com aspectos gerais das instalações dos reatores R1 e R2

As Figuras 4.3 e 4.4, respectivamente, apresentam os desenhos esquemáticos dos perfis dos flocladores hidráulicos, R1 e R2, em meio granular fixo que estão sendo utilizados no presente trabalho, bem como a caracterização do meio componente de cada um.

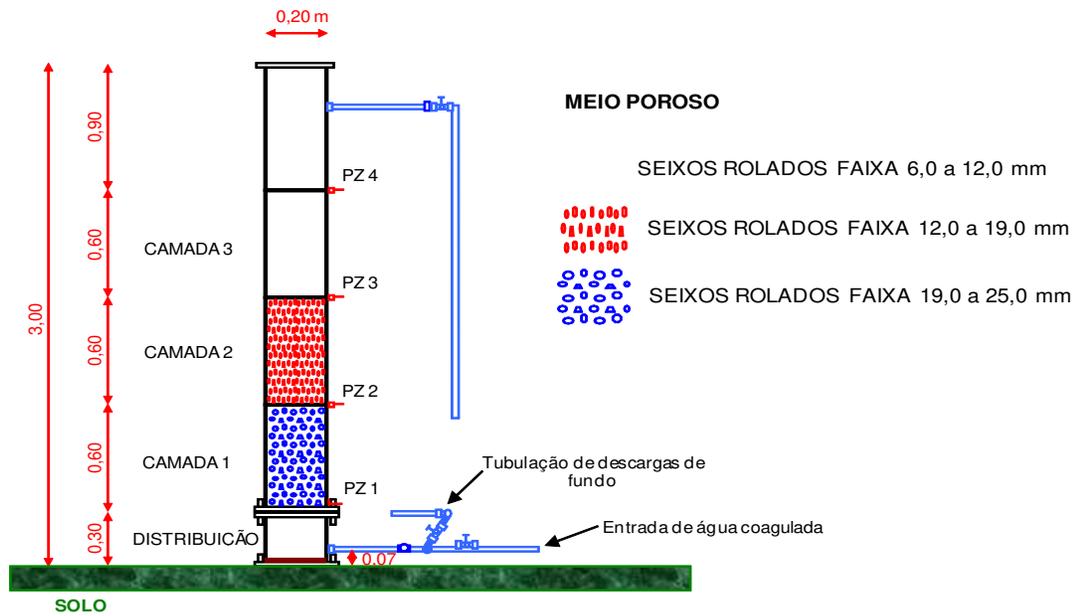


Figura 4.3 - Desenho esquemático do perfil do reator R1 com enchimento de seixos rolados

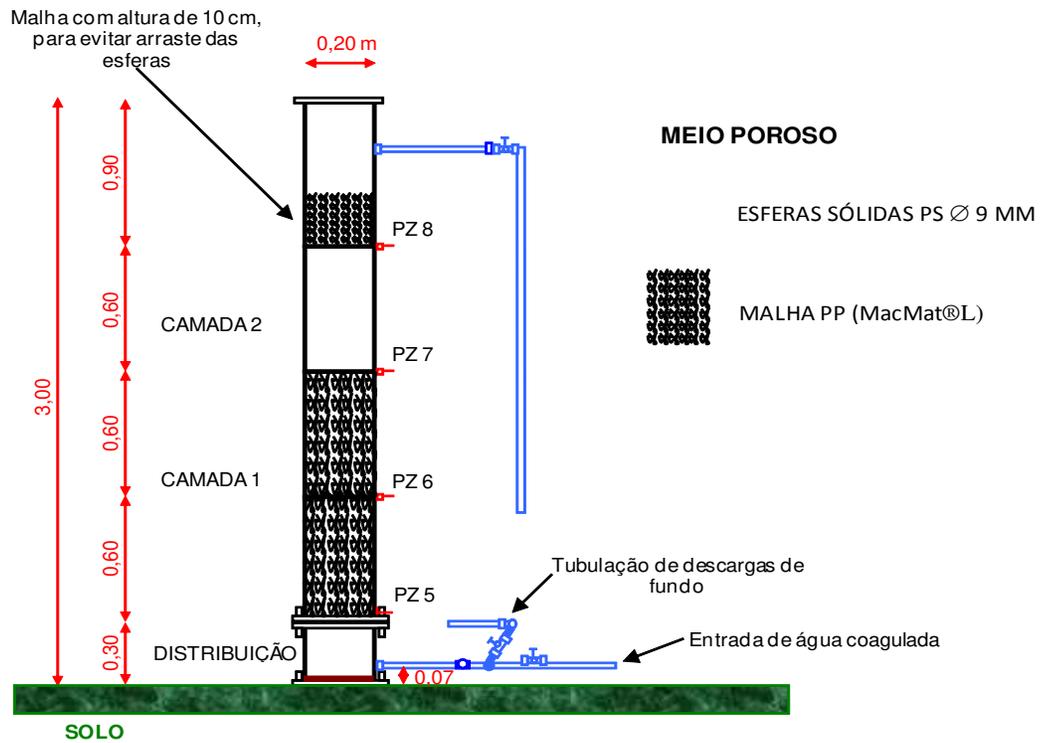


Figura 4.4 - Desenho esquemático do perfil do reator R2 com enchimento de malha e esferas sólidas

4.4 Corpo e conexões dos reatores de floculação

O corpo principal de cada reator era composto por dois diferentes tipos de dutos. Parte por tubo em acrílico de cristal transparente sem costura, 206 mm de diâmetro externo e 200 mm de diâmetro interno; 6,5 mm de espessura de parede e comprimento de 1,80 m. Outro segmento era de PVC branco de diâmetro interno de 200 mm, 2,5 mm de espessura de parede, comprimento de 1,20 m; totalizando comprimento útil total de 3,00 m.

Os reatores foram fixados sobre base de chapa de aço carbono 1020 por conjunto de buchas e parafusos cravados em base de concreto magro, apoiado ao solo, sob conexões hidráulicas sobrepostas, conforme descrição que segue, e fixados à plataforma elevada através de estrutura auxiliar em ferro fundido permitindo estabilidade vertical dos mesmos.

- a primeira conexão, flange cega de acrílico translúcido \varnothing 200 mm, espessura de 40 mm (Figura 4.5),
- a segunda conexão, tubete de acrílico translúcido \varnothing 200 mm com fixação em anel flangeado, com comprimento L de 0,30 m, com derivação lateral soldável para tubo PVC \varnothing 50 mm, utilizado na entrada dos reatores (Figura 4.5),
- a terceira conexão, disco de acrílico translúcido \varnothing 200 mm, de espessura 25 mm, entrecortado por furos circulares e de distribuição uniforme, de diâmetro 3/8", num total de 66 furos circulares, com fixação em flange (Figura 4.5).

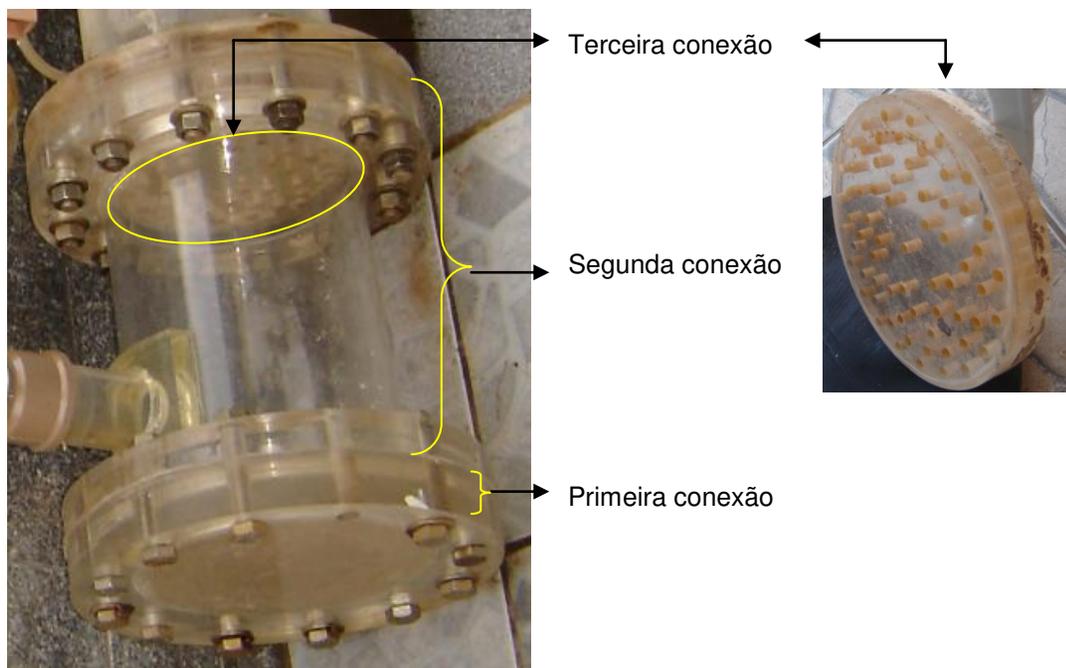


Figura 4.5 - Fotografia das conexões dos reatores piloto de floculação hidráulica ascendente R1 e R2

A entrada de água coagulada se dava na parte inferior dos reatores R1 e R2. O fluxo atravessava o meio poroso em sentido ascendente e o efluente floculado era coletado na superfície do nível de água nos reatores, por uma descarga lateral composta por uma mangueira plástica, do tipo cristal de 3/4" de diâmetro. A canalização de entrada, em cada um dos reatores, foi disposta lateralmente à parede do reator, de tal modo a também possibilitar o desvio do afluente quando efetuada as descargas de fundo para limpeza e drenagem das unidades. Esta tubulação em PVC marrom possui diâmetro de 2", registro do tipo esfera de diâmetro de 2", adaptador rosca/cola de diâmetro de 2", curva 90° em PVC marrom de diâmetro de 2", conexão T de diâmetro de 2", luva em PVC marrom de diâmetro de 2", adaptadores e abraçadeiras. A Figura 4.6 mostra aspectos gerais dos esquemas descritos.

A saída de água floculada se dava na parte superior dos reatores R1 e R2 com retorno à ETA (Figura 4.7).



Figura 4.6 - Fotografia das conexões de descarga, limpeza e entradas de água coagulada dos reatores piloto de fluxo ascendente dos reatores R1 e R2

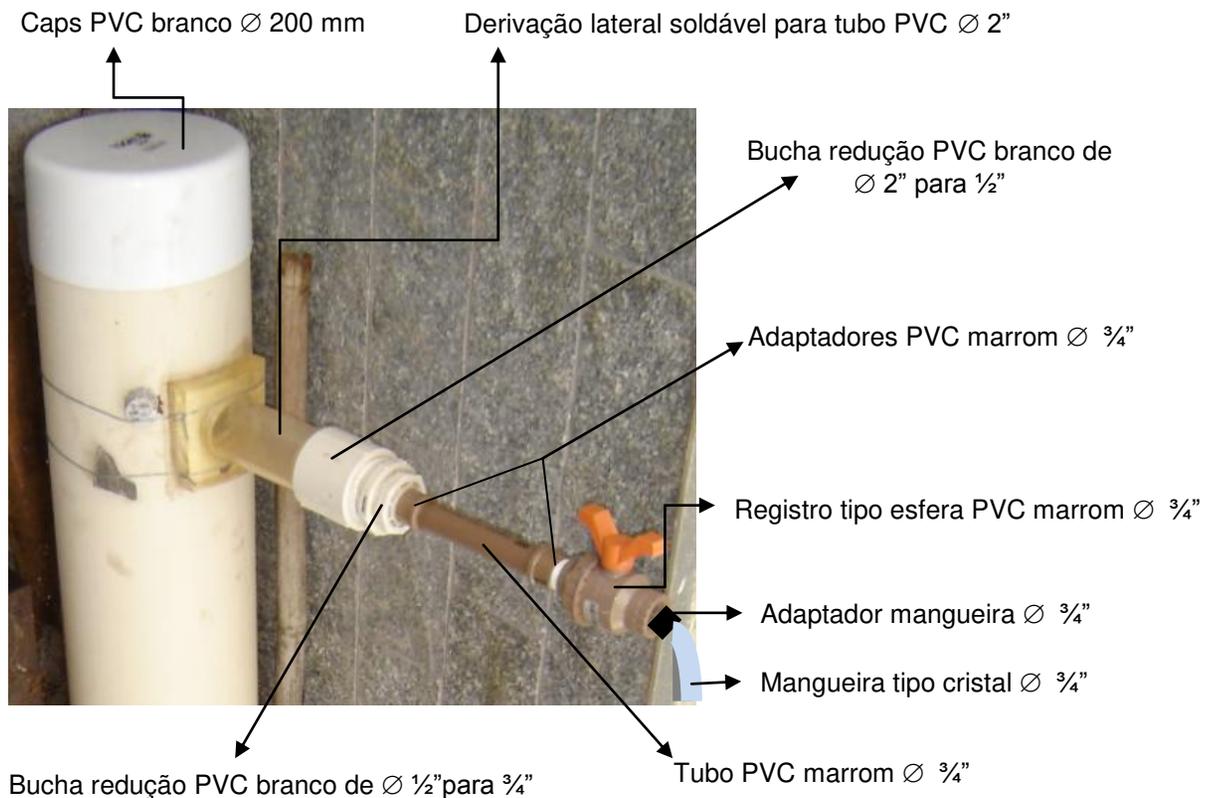


Figura 4.7 - Fotografia das conexões de saída de água floculada dos reatores R1 e R2

4.5 Composição interna dos reatores de floculação

O sistema piloto foi composto de 02 (dois) reatores de diâmetros internos de 200 mm, operados em fluxo ascendente, dotados de enchimentos distintos. Cada um será denominado R1 e R2. As Figuras 4.3 e 4.4 apresentam distinção justamente devido à composição dos mesmos.

O reator R1 foi preenchido com três camadas sobrepostas de seixos rolados de diferentes granulometrias e o reator R2 foi preenchido com duas camadas de materiais granulares sintéticos compostos por uma camada de malha e outra de esferas sólidas (Figuras 4.8 e 4.9). Os dados apresentados nas Tabelas 4.1 e 4.2 mostram, respectivamente, as características de cada um dos meios. O volume útil (V_u) e a porosidade do meio granular limpo (ε_0) foram calculados respectivamente, através das Equações 3.21 e 3.22.

Tabela 4.1 - Características dos materiais de enchimento do reator de floculação hidráulica R1

Camada	R.1			Total
	Pedregulho			
	1º	2º	3º	
espessura da camada (cm)	60	60	60	180
ϕ (mm)	19 – 25	12 – 19	6 – 12	-
massa (kg)	35,71	33,31	33,14	102,16
volume útil (L)	8,83	6,56	5,31	20,70
ε_0 (porosidade meio granular limpo)	0,38	0,35	0,28	-
Fornecedor	Petranova (doação)			

Tabela 4.2 - Características dos materiais de enchimento do reator de floculação hidráulica do R2

	R.2		Total
	Malha	esferas	
Camada	1º	2º	
espessura da camada (cm)	120	60	180
Propriedades Físicas	PP (MacMat® L) índice vazios > 90% espessura do filamento: 0,65 mm espessura nominal da malha: 10 mm	PS ϕ 9,0 mm d = 1,06 g/cm ³	-
massa (kg)	2,88	13,51	16,39
volume útil (L)	35,57	6,63	42,20
ϵ_o (porosidade meio granular limpo)	0,90	0,35	-
Fornecedor	Maccaferri (doação)	Duktoys (doação)	

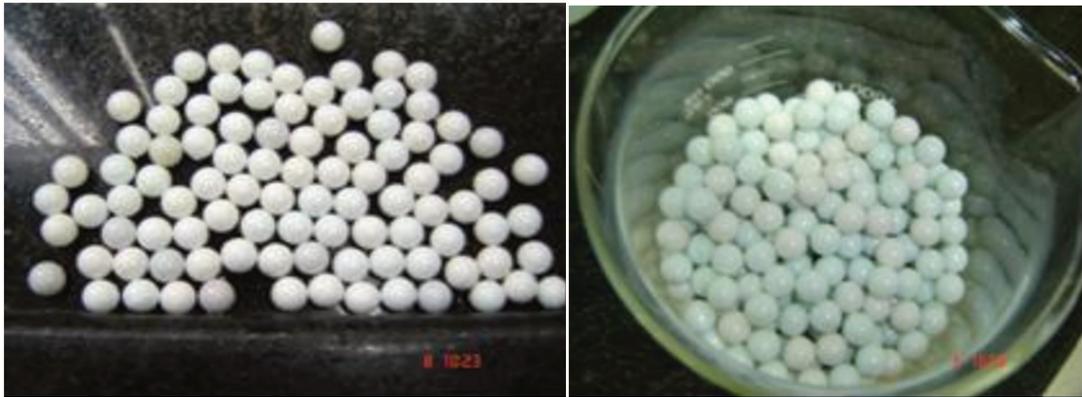


Figura 4.8 - Fotografias mostrando esferas sólidas de plástico utilizadas como meio poroso do reator R2



Figura 4.9 - Fotografia mostrando seção de malha utilizada como meio poroso do reator R2

Para evitar arraste e perda de material sintético esférico no reator R2 foi colocado sobre a camada das esferas, uma camada de malha de aproximadamente 10 cm de altura (Figura 4.10).

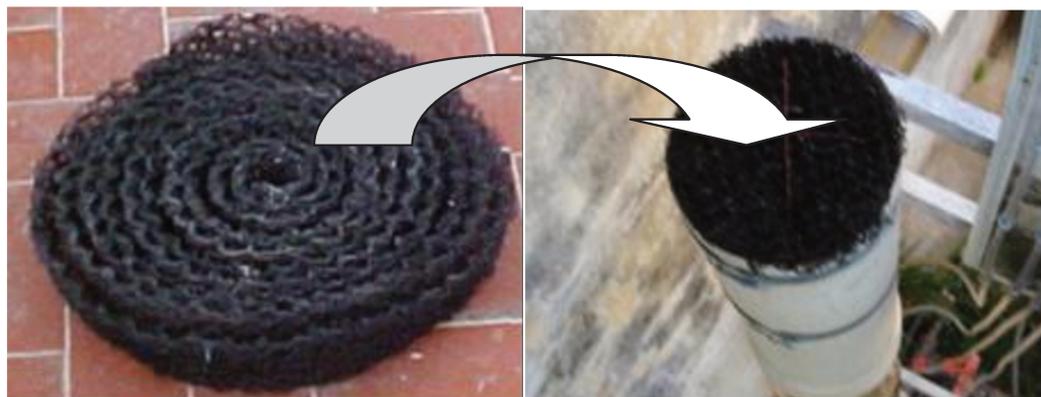


Figura 4.10 - Fotografia mostrando seção de malha utilizada como meio poroso do R2

4.6 Controle de perda de carga

Os reatores possuem, cada um, de 4 (quatro) tomadas de pressão (piezômetros) nomeados para o R1: PZ₁, PZ₂, PZ₃, PZ₄ e para o R2: PZ₅, PZ₆, PZ₇ e PZ₈ (Figuras 4.3 e 4.4). Mangueiras plásticas do tipo cristal de diâmetro 5/16” conectadas a estas tomadas, foram dispostas paralelamente, uma em relação às demais, em um quadro piezométrico (de madeira plana) contendo escala milimétrica (neste caso, fita métrica) para acompanhamento da evolução da perda de carga em cada uma das camadas dos reatores R1 e R2 durante o andamento da carreira de floculação (Tabela 4.3).

Tabela 4.3 - Disposição das tomadas piezométricas entre as camadas nos reatores R1 e R2

		R1	Meio granular fixo	R2	Meio granular fixo	
Fluxo ascendente R1 e R2		Tomadas piezométricas	PZ ₄	seixos rolados de ϕ 6 a 12 mm	PZ ₈	esferas sólidas ϕ 9 mm
			PZ ₃	interface seixos rolados de ϕ 12 a 19 mm/6 a 12 mm	PZ ₇	interface malha/esferas sólidas ϕ 9 mm
			PZ ₂	interface seixos rolados de ϕ 19 a 25 mm/12 a 19mm	PZ ₆	Malha
			PZ ₁	seixos rolados de ϕ 19 a 25 mm	PZ ₅	Malha

O quadro piezométrico foi fixado entre os reatores R1 e R2 (Figura 4.11).



Figura 4.11 - Fotografias mostrando o quadro piezométrico

4.7 Controle de vazão e taxa de aplicação superficial

Os sistemas piloto R1 e R2 funcionaram simultaneamente e foram alimentados com água coagulada proveniente da ETA Bragança Paulista com os mesmos valores de vazões afluentes, permitindo assim a comparação dos resultados obtidos.

Foi utilizada, para tanto, uma caixa de PVC (100 L) com nível constante e um sistema controlador de vazão do tipo sifão hidráulico feito de mangueiras plásticas do tipo cristal de vários diâmetros 3/8", 3/4", 1/2" e 1" que foram embutidas em uma estrutura suporte confeccionada com tubos, cotovelos e T em PVC marrom, de diâmetro 3/4", afixados com chapa de zinco, em madeira apoiada sobre a caixa de água. A Figura 4.12 mostra esquema de suporte em PVC e dos sifões utilizados.



Figura 4.12 - Fotografia do sistema controle de vazão por sifonamento

A caixa com nível constante foi alimentada com água coagulada através de mangueiras plásticas do tipo cristal de vários diâmetros 3/4", 1/2" e 1" instaladas dentro da tubulação de água coagulada dessa estação.

Para acomodar a caixa de nível constante, facilitar o monitoramento das vazões de entrada e saída da mesma, e fixação de apoio dos sistemas pilotos em estudo, foi construída uma plataforma elevada em aço carbono, que está a 3,80 m do solo acessível por escada.

Uma peça hidráulica do tipo redução excêntrica PVC branco de 3" para 2" foi colocada para eliminação de bolhas de ar, recebendo o fluxo de água coagulada dos sifões e o conduzindo para as mangueiras do tipo cristal de diâmetro 3/4". As reduções excêntricas foram conectadas ao tubo de PVC branco, de diâmetro de 2", para facilitar a sua fixação na plataforma (Figura 4.13).



Figura 4.13 - Fotografias das conexões de entrada dos reatores piloto de floculação ascendente dos reatores R1 e R2

4.8 Taxa de aplicação superficial e vazões aplicadas

Os reatores pilotos foram submetidos às seguintes taxas de aplicação superficial: 50, 75, 100, 150, 180, 200, 250, 300 e 350 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{dia}^{-1}$, as quais corresponderam, respectivamente, aos seguintes valores de vazão afluente aos mesmos: 65,4; 98,1; 131,0; 196,7; 235,5; 262,1; 327,6; 393,1 e 458,6 $\text{L} \cdot \text{h}^{-1}$. Cada valor de taxa de aplicação superficial foi aplicada concomitantemente aos dois reatores pilotos de floculação, de forma a permitir a obtenção de dados do desempenho comparativo entre os mesmos, para a mesma qualidade da água coagulada afluente e semelhantes condições hidráulicas operacionais. As taxas de 180, 200, 250, 300 e 350 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{dia}^{-1}$ foram incluídas no decorrer do trabalho experimental, que inicialmente contemplava somente as taxas de 50, 75, 100 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{dia}^{-1}$; tendo em vista os bons resultados obtidos com a aplicação de taxas maiores.

O controle das taxas de aplicação nos sifões foi realizado a partir da medição e controle da vazão afluente em cada um dos reatores no início de sua

operação e durante o período de coletas realizadas. Com o auxílio de uma proveta de vidro, de volume de 1 L e graduada de 0,01 L; e de um cronômetro digital, ambos calibrados, foi feita a correlação entre a energia disponível, altura h do sistema de sifonamento e a vazão decorrente. Para cada valor de vazão afluyente aos reatores R1 e R2 foram realizadas três medições do tempo necessário para o preenchimento da proveta para determinada altura h (energia disponível). A taxa de aplicação correspondente foi obtida a partir da Equação 4.1:

$$T = \frac{86,4.Q}{A} \quad (4.1)$$

Onde:

T = taxa de aplicação superficial ($\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{dia}^{-1}$)

Q = vazão ($\text{L} \cdot \text{s}^{-1}$)

A = área superficial dos reatores igual a $0,0314 \text{ m}^2$

4.9 Tempo de operação, coletas de amostras e medição de perda de carga

Os reatores R1 e R2 operaram vinte e quatro horas por dia, as coletas de amostras de efluente para caracterização físico-química ocorreram com os reatores em operação e foram realizadas até a carreira de número 9 duas vezes por dia. A primeira coleta era realizada por volta das 12 horas e outra às 16 horas. Das carreiras de número 10 a 15, as coletas ocorreram diariamente aproximadamente às 16 horas.

As amostras de efluente foram coletadas imergindo-se na extremidade superior de cada reator jarros acrílicos utilizados para ensaios de jarrestes identificados com o número do reator correspondente (R1 e R2) com volumes aproximados de 2 L (Figura 4.14). A determinação dos valores representativos das

velocidades de sedimentação dos flocos como função da turbidez remanescente do efluente clarificado nos reatores R1 e R2 da instalação piloto se constitui em tarefa de difícil execução considerando-se a integridade dos flocos. RAMOS (2000) em sua pesquisa adotou como metodologia o uso da extremidade superior dos próprios reatores como coluna de sedimentação de pequena altura, operada em regime de escoamento estático para coletas de amostras de efluente em posição situada à distância de 8 cm abaixo do nível da água. Nesta pesquisa, foi aplicado nos reatores R1 e R2 a mesma metodologia de coleta de efluente praticada na ETA Bragança Paulista, ou seja, imergindo-se o jarro no decantador. Deste modo, se houve erro na coleta, este foi feito sistematicamente durante todo o desenvolver do trabalho.

As coletas de amostras para a realização de análises físico-químicas foram feitas com auxílio de mangueira de silicone de 6 mm de diâmetro interno, acoplada a cada jarro e posicionada a 7 cm de distância do nível superior da superfície da água do mesmo e corresponderam a volumes aproximados de 0,1 L. Quatro coletas de amostras foram feitas em cada um dos jarros: uma no início, logo após a coleta (T_0) e mais três após os intervalos de tempo iguais a 1, 5 e 7 minutos, depois do início da sedimentação dos flocos. Estes valores de intervalos de tempo levaram a valores de velocidade sedimentação respectivamente iguais a 7; 1,4 e 1 $\text{cm}\cdot\text{min}^{-1}$. Em cada uma delas, foram realizadas análises de cor aparente (u_C) e turbidez remanescente (u_T), como função da velocidade estabelecida para a sedimentação dos flocos. No decorrer dos ensaios, foram acrescentadas determinações de ferro total ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$) e manganês total ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$) dos efluentes. Com as amostras filtradas, para realização de análises físico-químicas, foi utilizado papel de filtro quantitativo do tipo Whatman 40 (DI BERNARDO, 2005) e volume aproximado de 0,1 L (Tabela 4.4).

Tabela 4.4 - Resumo geral das análises físico-químicas realizadas durante a realização dos ensaios

	Tempo de sedimentação (T_s) em minutos					
	T_0	T_0 Filtrado	$T_s=1$	$T_s = 5$	$T_s =7$	$T_s =7$ Filtrado
Turbidez (uT) remanescente		Carreiras 6 a 15	Carreiras 1 a 15	Carreiras 1 a 15	Carreiras 1 a 15	Carreiras 11 a 15
Cor (uC) remanescente		Carreiras 6 a 15	Carreiras 1 a 15	Carreiras 1 a 15	Carreiras 1 a 15	Carreiras 11 a 15
pH	Carreiras 1 a 15					
Ferro Total (mg.L⁻¹)		Carreiras 3 a 15				Carreiras 11 a 15
Manganês Total (mg.L⁻¹)		Carreiras 8 a 15				Carreiras 11 a 15

A porcentagem de remoção foi calculada pela Equação 4.2:

$$X_{rem} = [(X - X_n)/X] \cdot 100 \quad (4.2)$$

Onde:

X_{rem} = concentração química remanescente

X = concentração química da água bruta

X_n = concentração química correspondente ao referido tempo de sedimentação (T_s) considerado.

As leituras dos valores piezométricos instalados nos reatores R1 e R2 foram realizadas diariamente às 16 horas, para todas as 15 (quinze) carreiras de operação, antes do início de cada coleta de amostras, e depois de determinada a perda de carga total por reator e por carreira de operação.



Figura 4.14 - Fotografia do jarro de seção quadrada (2L) utilizado para coleta de amostras para análises físico químicas e sedimentação dos efluentes dos reatores R1 e R2

4.10 Duração das carreiras de floculação

A duração da carreira de cada ensaio não foi pré-estabelecida, mas foi previsto que, atingido um limite de perda de carga (80 cm que era a disposição no sistema), ela seria cessada. Poderia ser estendida por período de alguns dias por que se acreditava que o desempenho dos reatores deveria ser dependente do acúmulo do lodo floculado retido e mesmo da formação de um manto de lodo. Tal ocorrência poderia incrementar a ocorrência de choques entre partículas floculentas. Como fator para a paralisação da carreira de operação foi determinado o incremento na piora da qualidade de água produzida pelo sistema. Isto porque a evolução da perda e carga durante as mesmas era muito menor do que os 80 cm de energia disponível. Assim, quando havia piora qualitativa do efluente, a carreira era finalizada, as unidades paradas e a limpeza tinha início.

Alguns ensaios foram interrompidos por ocorrência de problemas externos ao trabalho de pesquisa desenvolvido, devido, principalmente, aos aspectos operacionais da ETA, na produção de água para a comunidade.

4.11 Descargas de fundo e limpeza dos reatores

A limpeza dos meios granulares dos reatores R1 e R2 foi realizada através de descargas de fundo (Tabela 4.5), de forma que ocorresse o arraste de sólidos retidos nos mesmos. Depois, os reatores eram enchidos novamente até o nível de saída do afluente, com água coagulada proveniente da caixa de nível constante. Por último, novas descargas foram dadas até que a limpeza tivesse sido realizada de modo satisfatório, ou seja, até que a descarga de fundo se tornasse visualmente clarificada ao final da lavagem.

A Tabela 4.5 mostra os valores médios das descargas ocorridas durante os ensaios, para as quais foi considerado o volume útil dos reatores R1 e R2 até o nível de saída do efluente de 2,80 m, ou seja, 60,2 L para o reator R1 e 81,7 L para o reator R2. Para a medição do tempo de descarga foi utilizado um cronômetro.

Tabela 4.5 - Valores médios de tempo (s), vazão ($L \cdot s^{-1}$) e taxa de aplicação superficial das descargas de fundo nos reatores R1 e R2

	Tempo Médio de Descarga (segundos)	Vazão Média ($L \cdot s^{-1}$)	Taxa Média ($m \cdot d^{-1}$)
R1	21	2,9	$0,8 \cdot 10^4$
R2	22	3,7	$1,0 \cdot 10^4$

4.12 Parâmetros monitorados, instrumentação e materiais utilizados

A caracterização das amostras coletadas dos reatores R1 e R2 foi realizada através de análises físico-químicas no laboratório (certificação ISO 9001:2000) da ETA Bragança Paulista (SABESP).

A metodologia analítica aplicada na realização das análises físico-químicas estão de acordo com o Standard Methods for Examination of the Water and Wastewater (SMWW) – 21st Edition, 2005. A Tabela 4.6 indica os parâmetros físico-químicos, os métodos analíticos, instrumentos de medição e materiais utilizados na realização dos ensaios.

Tabela 4.6 - Parâmetros monitorados físico-químicos, métodos analíticos, instrumentos de medição e materiais utilizados

Instrumentos de medição, Métodos e Materiais Utilizados	Parâmetros	Efluente			Efluente (T ₀) filtrado	Efluente (T _s =7min) filtrado
		T _{s1}	T _{s5}	T _{s7}		
Colorímetro, Aquacolor, marca Policontrol ▪ SMWW 21ed. 2005, Method 2120E Color	Cor aparente (uC)					
Turbidímetro, modelo 2100 P, marca Hach ▪ SMWW 21ed. 2005, Method 2130B Turbidity	Turbidez (uT)					
Potenciômetro, modelo 720A, marca Orion e eletrodo 2A09, marca Analyser ▪ SMWW 21ed. 2005, Method 4500-H ⁺ pH Value,	pH					
Espectrofotômetro VIS, DR 2010, marca Hach ▪ SMWW 21ed. 2005, Method 3500-Fe B ▪ FerroVer Iron Reagent, marca Hach, 21057-69	Fe Total (mg.L ⁻¹)					
Espectrofotômetro VIS, DR 2010, marca Hach ▪ SMWW 21ed. 2005, SMWW Method 3500-Mn B ▪ Ascorbic acid, marca Hach, 14577-99 ▪ Alkaline cyanide reagent, marca Hach, 21223-32 ▪ PAN Indicador Solution 0,1%, marca Hach, 21224-32	Mn Total (mg.L ⁻¹)					

A Tabela 4.7 mostra os materiais utilizados no sistema de filtração e a Figura 4.15 as fotografias dos instrumentos de medição utilizados na realização das análises físico-químicas dos efluentes dos reatores R1 e R2.

Tabela 4.7 – Materiais utilizados na filtração (papel do tipo Whatman 40 como preconizado por DI BERNARDO; DANTAS, 2005)

	Instrumentos utilizados
Sistema de Filtração	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Anel de ferro com mufa de ϕ 7cm ▪ Haste com base de ferro 45 cm de altura ▪ Funil de vidro ϕ 100mm e 0,125 L ▪ Papel filtro quantitativo, Whatman 40 ▪ Béquero, vidro, graduado, 0,1L
Outros equipamentos	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Destilador de água, marca Fanem ▪ Deionizador de água, marca Permution ▪ Pisseta, 0,5 L, em plástico (PP) ▪ Papel absorvente, interfolhado, branco, macio



Figura 4.15 - Fotografias dos instrumentos de medição utilizados nas análises físico-químicas: (a) colorímetro cor; (b) potenciômetro para pH; (c) turbidímetro e (d) espectrofotômetro

O período, custos de materiais e serviços usados na execução deste projeto foram descritos nas Tabelas de C1 a C5 do Anexo C, com levantamento em reais (R\$) e em dólar americano (US\$).

4.13 Tratamento estatístico dos resultados

Primeiramente, os resultados das análises físico-químicas foram tratados estatisticamente de forma descritiva através dos gráficos Box-Plot, também chamados de gráficos-caixa. Estes gráficos possibilitam representar a distribuição de um conjunto de dados com base em alguns de seus parâmetros descritivos, quais sejam: a mediana, o quartil inferior, o quartil superior e do intervalo interquartil. Posteriormente, as variáveis químicas turbidez (uT), cor aparente (uC), manganês total (mg.L^{-1}) e ferro total (mg.L^{-1}) foram testadas quanto à normalidade dos dados, através do teste de Shapiro-Wilks. Para verificar a homogeneidade das variâncias, os dados foram submetidos ao teste de Levene. Após esses testes, cujos resultados indicaram que as variáveis possuíam distribuição normal e homogeneidade da variância, aplicou-se a Análise de Variância (ANOVA) seguida do teste de Tukey. Na Análise de Variância, foi analisado os valores de remoção percentual da turbidez, cor aparente, manganês total e ferro total dos efluentes R1 e R2 após tempos de sedimentação no decorrer das carreiras de operação. O nível de significância adotado foi de 5% e os testes estatísticos foram realizados no programa estatístico SAS (versão 9.1) e no Excel (versão 2007).

A análise de variância visa fundamentalmente verificar se existe uma diferença significativa entre as médias e se os fatores exercem influência em alguma variável. O Teste F é realizado através da análise de variância para comparação de mais de duas médias. O Teste de Dickey-Fuller (DF) é aplicado para investigar a probabilidade de rejeitar a hipótese nula.

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1 Considerações Gerais

As fases de elaboração, confecção e instalação de toda a parte estrutural dos sistemas pilotos foram iniciadas em junho de 2007 e encerradas em setembro de 2007.

Os ensaios do presente trabalho foram realizados no período de setembro de 2007 a fevereiro de 2008 (Tabela 5.2). Durante esse período foram realizadas 15 carreiras de operação, cada qual com o funcionamento simultâneo dos reatores de floculação hidráulica submetidos à mesma qualidade da água coagulada afluyente e às mesmas taxas de aplicação superficial.

As variações dos valores de turbidez (uT), cor aparente (uC), pH e temperaturas (°C) da água bruta e do ar ocorridas no período de realização dos ensaios são mostradas na Tabela 5.1. Os dados desta tabela foram obtidos a partir dos registros presentes nas Tabelas B1 a B15 do Anexo B.

Tabela 5.1 - Valores de turbidez, cor, pH e temperaturas (°C) da água bruta e do ar ocorridos no período de realização dos ensaios

	Cor (uC)	Turbidez (uT)	pH	°C ar	°C água
média	142	33,4	6,8	24	21
máximo	650	268	7,1	31	24
mínimo	35	5,7	6,1	13	18

5.2 Montagem e Construção da Instalação do Sistema Piloto

Os tubos de material acrílico utilizados neste trabalho foram aproveitados de outra pesquisa. Os mesmos se encontravam instalados em outro município e foram transportados, primeiramente para o laboratório de protótipos (LABPRO) da Unicamp (Campinas/SP), e posteriormente para o município de Bragança Paulista (SP), local da instalação e operação do sistema piloto.

Anteriormente ao processo de transporte dos reatores para Campinas, pode ser detectado que os mesmos estavam bem danificados, com a falta da maioria das conexões e registros (Figuras 5.1 e 5.2). Neste momento já se fez sentir que deveria ser feito um trabalho, extra-plano de pesquisa, para recuperação dos mesmos. Estes aspectos são destacados neste momento porque, em outras pesquisas, semelhantes ocorrências poderão estar presentes. Aproveitando-se seções das unidades, foi possível, a recuperação e montagem de duas unidades completas de floculação (Figura 5.3). Para a recuperação dos tubos acrílicos, foram utilizados tubo de PVC branco para compor a altura útil de 3 m dos sistemas pilotos R1 e R2 e cola especial para acrílico (S-310 e S-330) para vedação das trincas e colagem das partes possíveis de serem aproveitadas.

Houve dificuldade de programação para retirada dos tubos de acrílico de onde se encontravam, bem como, na obtenção de transporte dos mesmos. A procura pelo melhor adesivo para acrílicos e o processo de recuperação dos tubos provocaram atrasos no desenvolvimento desta pesquisa.



Figura 5.1 - Fotografias dos tubos de acrílico antes da recuperação de suas estruturas



Figura 5.2 - Fotografias de seções dos tubos de acrílico aproveitados



Figura 5.3 - Fotografias dos reatores de tubos de acrílico após o processo de recuperação

Recuperados os tubos de acrílico, foi realizada a montagem dos dois reatores. Imediatamente após, foi preparado o local onde os mesmos seriam dispostos. Para tanto foi feito um preparo da área e a construção de uma base de piso em concreto magro (Figura 5.4). Foi projetada e construída pela pesquisadora uma plataforma em aço, bem como, a escada de acesso (Figura 5.5 (a) e (b)) para a instalação e fixação dos reatores R1 e R2 (Figura 5.6).



Figura 5.4 - Fotografia mostrando a base em concreto para instalação da plataforma



Figura 5.5 - Fotografias da plataforma (a) e da escada de acesso à mesma (b)



Figura 5.6 - Fotografias mostrando os reatores instalados e seus sistemas de fixação à plataforma

O enchimento do reator R1 com seixos rolados ocorreu de maneira cautelosa, procurando-se minimizar a segregação por tamanho, bem como, possíveis impactos bruscos entre estes e a parede do tubo de acrílico (Figura 5.8). Para tanto, foi utilizado um béquer de plástico de 0,5 L com cordas amarradas na borda superior (Figura 5.7). Já o enchimento do reator R2 se deu de forma rápida e bem prática. Foi utilizada uma seção da malha com medidas aproximadas de 1,20 m x 5,40 m (altura x comprimento), onde a mesma foi enrolada até que se obtivesse valor de diâmetro aproximado de 20 cm e inserida dentro do tubo de acrílico (Figura 5.9). Em seguida, sobre a malha, foi colocada uma camada de 60 cm de altura as esferas sólidas (Figura 5.10).



Figura 5.7 - Fotografia do béquer 0,5 L utilizado para enchimento do reator R1 com seixos rolados

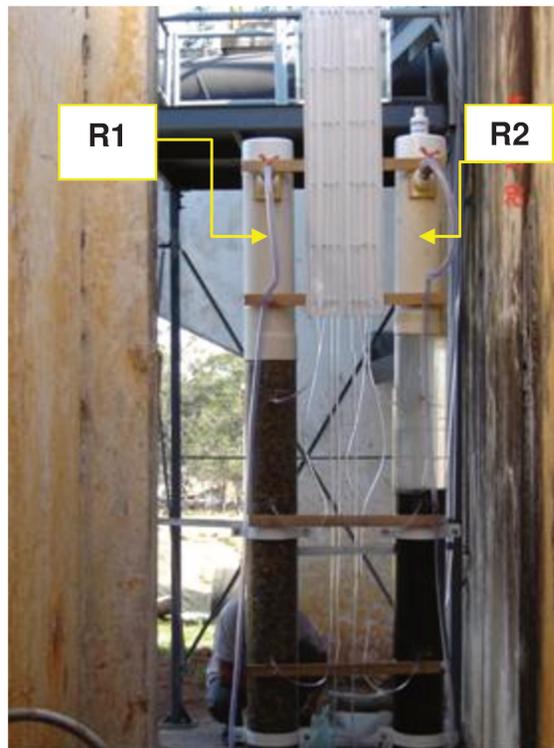


Figura 5.8 - Fotografia do reator R1 após enchimento com seixos rolados e do R2 com enchimento da malha



Figura 5.9 - Fotografias do reator R2 com enchimento da malha, visto de frente e de topo



Figura 5.10 - Fotografias do reator R2 com enchimento de esferas

Outro fator que provocou atrasos no desenvolvimento desta pesquisa foi a obtenção de esferas sólidas cujas buscas se iniciaram em 2005. Dentre os poucos fornecedores encontrados na época, alguns produziam as esferas sólidas, porém, em grande escala e custos (R\$) elevados para este projeto. Outros, porém, se dispuseram a fornecer o material através de doações. Para o desenvolvimento do trabalho foram usadas somente as amostras doadas. A dificuldade foi encontrar esferas sólidas que se aproximassem aos valores de densidade e diâmetro pretendidos no projeto (Figura 5.11 (a)). As demais amostras foram descartadas (Figura 5.11 (b)).



Figura 5.11 - Fotografias de amostras de esferas sólidas aplicadas (a) e descartadas (b) na pesquisa

A impossibilidade, na época, de aplicação de rotâmetros ou quaisquer outros dispositivos vertedores para medição de vazão, seja por não atender faixas de trabalho a serem aplicadas ou por não apresentar precisão confiável na medição de vazão, levou ao desenvolvimento de um sistema controlador de fluxo por sifonamento hidráulico. Foi construído modelo que passou por várias adequações (Figura 5.12) até que se obtivesse a concepção final do sistema de sifonamento hidráulico aplicado neste trabalho (Figura 5.13), que oferecesse estabilidade e praticidade na aferição e controle da medição da mesma.



Figura 5.12 - Fotografia de concepção inicial do sistema de sifonamento hidráulico durante a pesquisa



Figura 5.13 - Fotografia mostrando o sistema de sifonamento instalado na plataforma do trabalho de pesquisa

A alimentação da caixa de nível constante foi feita através do uso de mangueiras do tipo cristal de diâmetros $\frac{3}{4}$ ", $\frac{1}{2}$ " e 1" instaladas dentro do canal de água coagulada da ETA Bragança (Figura 5.14). Para tanto, foi desenvolvida estrutura em aço carbono (Figuras 5.15 e 5.16) para sustentação e fixação das mangueiras dentro do canal.



Figura 5.14 - Fotografias, vista externa e interna, do canal de entrada de água coagulada nos floculadores



Figura 5.15 - Fotografias do canal de entrada de água coagulada nos floculadores

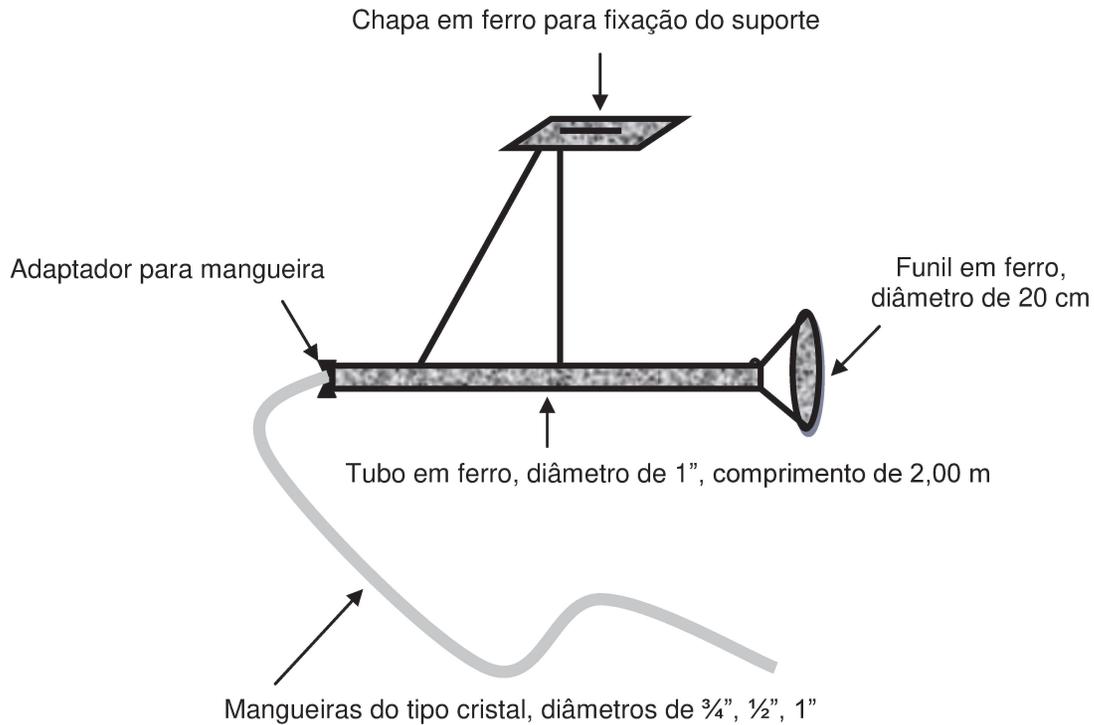


Figura 5.16 - Desenho esquemático da estrutura suporte aplicado dentro do canal de água coagulada

Na fase inicial deste trabalho foi aproveitado um aquário de vidro como caixa de nível constante (Figura 5.17), no entanto, o mesmo apresentou trincas e vazamentos durante a operação e foi substituído por uma caixa de PVC.



Figura 5.17 - Caixa de nível constante aplicada na etapa inicial da pesquisa

A Figura 5.18 mostra uma visão geral da estrutura dos sistemas pilotos R1 e R2.



Figura 5.18 - Fotografia da vista geral da estrutura dos sistemas pilotos R1 e R2

A partida nos reatores R1 e R2 ocorreu em 16 de setembro de 2007. A água bruta apresentava valores médios de turbidez de 9,1 uT e de cor aparente de 50 uC. Depois de 12 horas de operação foram coletadas amostras dos efluentes dos reatores R1 e R2 para realização de análises de turbidez e cor aparente após tempo de sedimentação de 7 minutos. O reator R1 apresentou efluente com valores de 8,5 uT e 25 uC, com remoções de 6,6% e 50% respectivamente. O reator R2 apresentou efluente com valores de 2,1 uT e 7,5 uC, com remoções de 76,9% e 85% respectivamente. Tais resultados indicam que o reator R2 apresentou efluente com melhor eficiência na remoção de turbidez e cor aparente do que o obtido pelo reator R1. A Figura 5.19 mostra as coletas realizadas na partida dos reatores, nela pode ser

observado que o efluente produzido pelo reator R2 apresentou-se visualmente mais clarificado do que o efluente do R1.

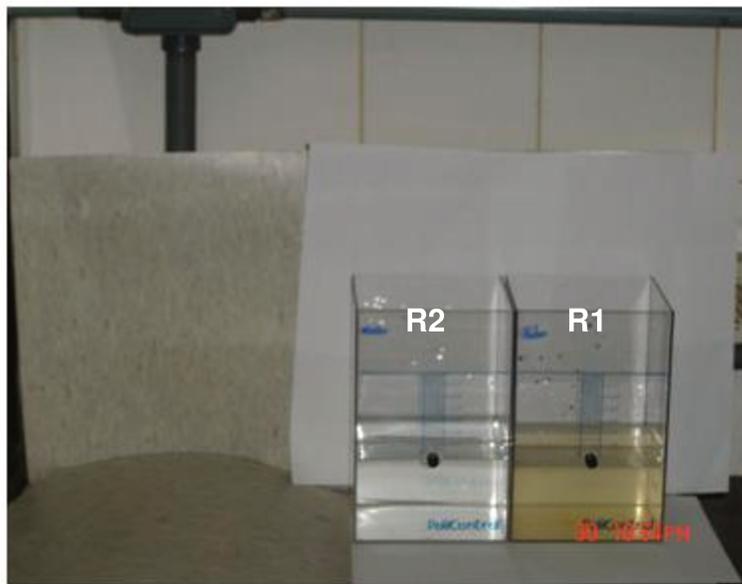


Figura 5.19 - Fotografias dos efluentes dos reatores R1 e R2 após tempo de sedimentação de 7 minutos no início de operação dos mesmos.

5.3 Operação e Resultados

Conforme já explicitado no capítulo 4, a fase experimental desta pesquisa foi desenvolvida na ETA Bragança Paulista (SABESP), no município de Bragança Paulista – SP e os reatores de floculação hidráulica de fluxo ascendente R1 e R2 foram alimentados com água coagulada da ETA Bragança, portanto, os valores das dosagens de produtos químicos não puderam ser alterados.

Os ensaios foram realizados no período de 20 de setembro de 2007 a 01 de fevereiro de 2008 (Tabela 5.2) e os resultados diários das análises físico-químicas de turbidez, cor aparente, ferro total e manganês total foram registrados nas respectivas Tabelas denominadas A1 a A28, presentes no Anexo A. Os valores diários de perda de carga total e leituras piezométricas foram registrados nas Tabelas 5.13 a 5.27.

As informações operacionais da ETA Bragança Paulista referente ao período de desenvolvimento desta pesquisa sobre valores médios de vazão da água bruta, dosagens de produtos químicos, resultados das análises físico-químicas (turbidez, cor, turbidez, pH, ferro total e manganês total), dados pluviométricos, temperatura do ar e da água bruta foram extraídos dos boletins de controle diário de operação da ETA Bragança Paulista – SABESP. Estes valores foram registrados nas Tabelas de B1 a B15 do Anexo B. Estas Tabelas foram elaboradas com dados diários obtidos da operação da ETA.

A Tabela 5.2 apresenta os dados operacionais para cada carreira no decorrer dos ensaios dos reatores R1 e R2. Estes valores foram obtidos dos registros das Tabelas de A1 a A15 do Anexo A.

Tabela 5.2 - Dados operacionais dos ensaios dos reatores R1 e R2

Carreira	Taxa (m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹)	Valores médios de Turbidez (uT)	Valores médios de Cor (uC)	Operação (hs)	Operação (dias)	Período de Operação (dias)
1	50	7,9	47,5	144	6	20 a 26/09/07
2	75	6,7	39,8	240	10	27 a 30/09/07 e 01 a 07/10/07
3	100	6,0	33,3	120	5	11 a 16/10/07
4	150	5,7	35,6	72	3	17 a 20/10/07
5	180	5,8	40,0	72	3	21 a 24/10/07
6	200	9,5	63,8	72	3	27 a 30/10/07
7	250	42,1	139,5	96	4	31/10/07, 01 a 04/11/07
8	250	70,6	243,9	72	3	05 a 08/11/07
9	300	66,3	311,7	72	3	11 a 14/11/07
10	300	27,7	159,7	120	5	17 a 22/11/07
11	350	13,8	90,0	96	4	24 a 28/11/07
12	200	58,2	250,0	48	2	07 a 09/12/07
13	200	42,7	200,0	48	2	16 a 18/12/07
14	200	39,8	170,0	24	1	22 a 23/01/08
15	100	27,1	153,8	72	3	29 a 31/01/2008 e 01/02/2008
Tempo total de operação				1368	57	

No decorrer das 15 carreiras de operação foram realizadas 2.224 análises físico-químicas para as amostras dos efluentes dos reatores R.1 e R.2, não sendo consideradas aqui as análises físico-químicas realizadas pela operação da ETA.

Os dados da Tabela 5.3 mostram os valores teóricos de tempo de detenção total dos reatores R1 e R2 em função das taxas de aplicação superficial ($\text{m}^3.\text{m}^{-2}.\text{dia}^{-1}$) no decorrer das 15 carreiras de operação. Através da análise desses dados pode ser observado que o reator R2 apresentou para todas as taxas de aplicação superficial ($\text{m}^3.\text{m}^{-2}.\text{dia}^{-1}$) maiores valores de tempos de detenção total do que os obtidos pelo reator R1. Isto se deve ao fato do reator R2 apresentar maior valor de volume útil (V_u) e porosidade do meio granular limpo (ϵ_0) do que o reator R1 (Tabelas 4.1 e 4.2). Quanto maior o valor de porosidade do meio granular limpo (ϵ_0) maior o volume útil (V_u) do floculador e quanto maior o valor de tempo médio de floculação (T_{dfmg}) maior o volume útil do floculador.

Tabela 5.3 - Valores teóricos de tempo de floculação total (min) nos reatores R1 e R2

Taxa ($\text{m}^3.\text{m}^{-2}.\text{dia}^{-1}$)	Velocidade (m s^{-1})	Tempo de Detenção (min)	
		R1	R2
50	0,0006	18,4	38,7
75	0,0009	12,7	25,1
100	0,0012	9,5	19,4
150	0,0017	6,3	12,9
180	0,0021	5,3	10,8
200	0,0023	4,7	9,7
250	0,0029	3,8	7,7
300	0,0035	3,2	6,4
350	0,0041	2,7	5,5

5.3.1 Resultados das Análises Físico-Químicas

Os valores médios de valores de pH presentes nas Tabelas de A1 a A15 do Anexo A não apresentaram diferenças significativas para os efluentes dos reatores R1 e R2.

As Figuras 5.20 a 5.25 obtidas a partir de dados presentes nas Tabelas de A1 a A15 do Anexo A, mostram valores de remoção percentual de turbidez e cor aparente para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos, respectivamente, ao longo de cada uma das 15 carreiras de operação. A análise desses resultados demonstraram que em relação ao desempenho dos reatores R1 e R2 como unidades de floculação, foi verificado maior eficiência na formação de flocos pelo reator R2. Este apresentou no decorrer das 15 carreiras de operação e para os tempos de sedimentação a que foi submetido, maiores valores de medianas e menor dispersão de valores dos dados. Esta observação leva a concluir que as remoções percentuais de turbidez e cor aparente são maiores no reator R2 do que os valores obtidos nas amostras dos efluentes do reator R1 para as mesmas águas e condições de trabalho.

O reator R2 apresentou eficiência na remoção percentual de turbidez e cor aparente mesmo quando submetido à taxas de aplicação superficial superiores à $200 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{dia}^{-1}$ no decorrer das carreiras de operação de 7 a 11. Estes registros estão presentes nas Tabelas A7 a A11 do Anexo A. Para se obter um efluente com qualidade satisfatória na filtração direta ascendente é recomendada a adoção de taxas de filtração entre 150 a $200 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{dia}^{-1}$ segundo DI BERNARDO e DANTAS (2005).

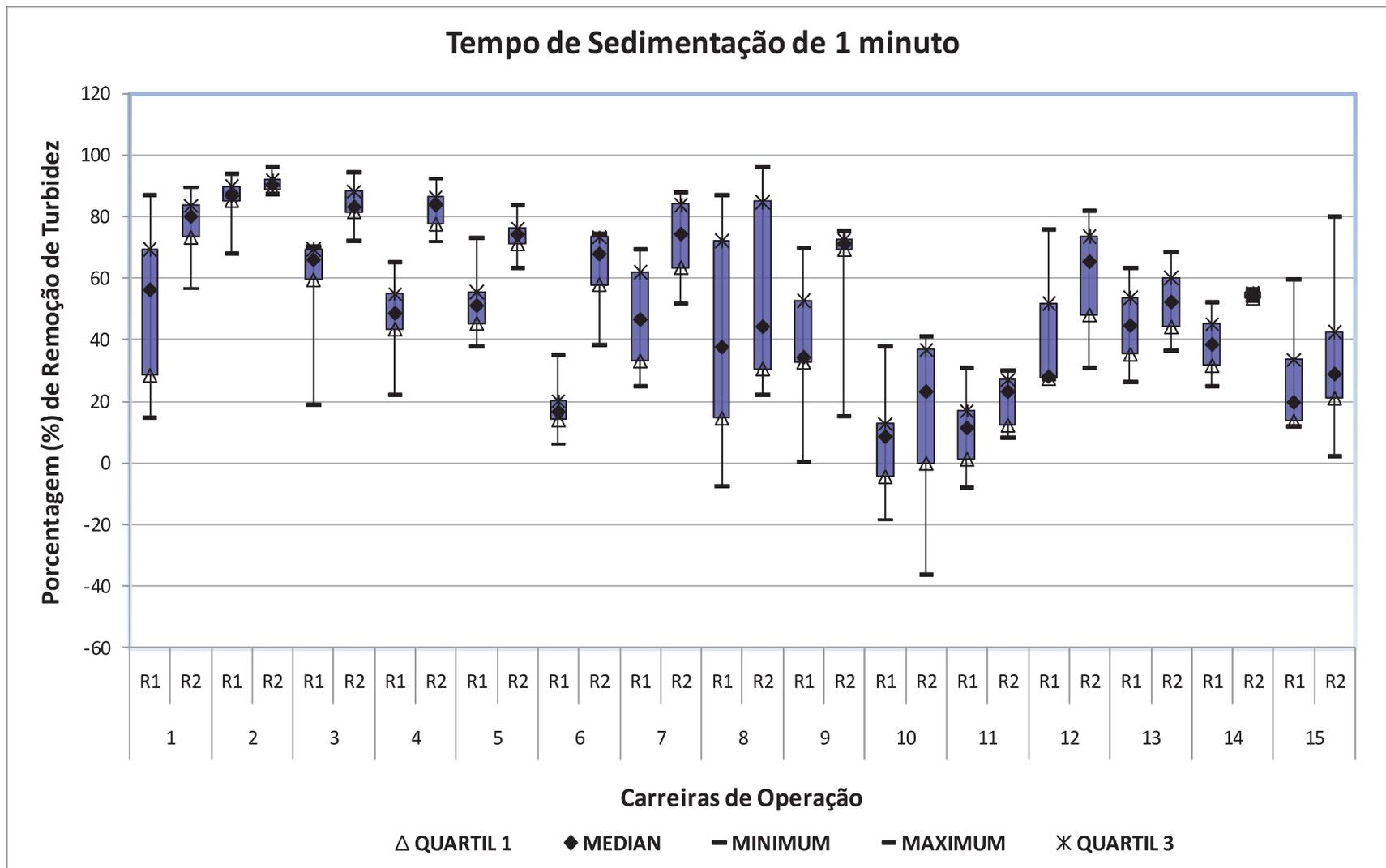


Figura 5.20 - Gráfico da variação dos valores de remoção percentual de turbidez para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempo de sedimentação de 1 minuto no decorrer das 15 carreiras de operação

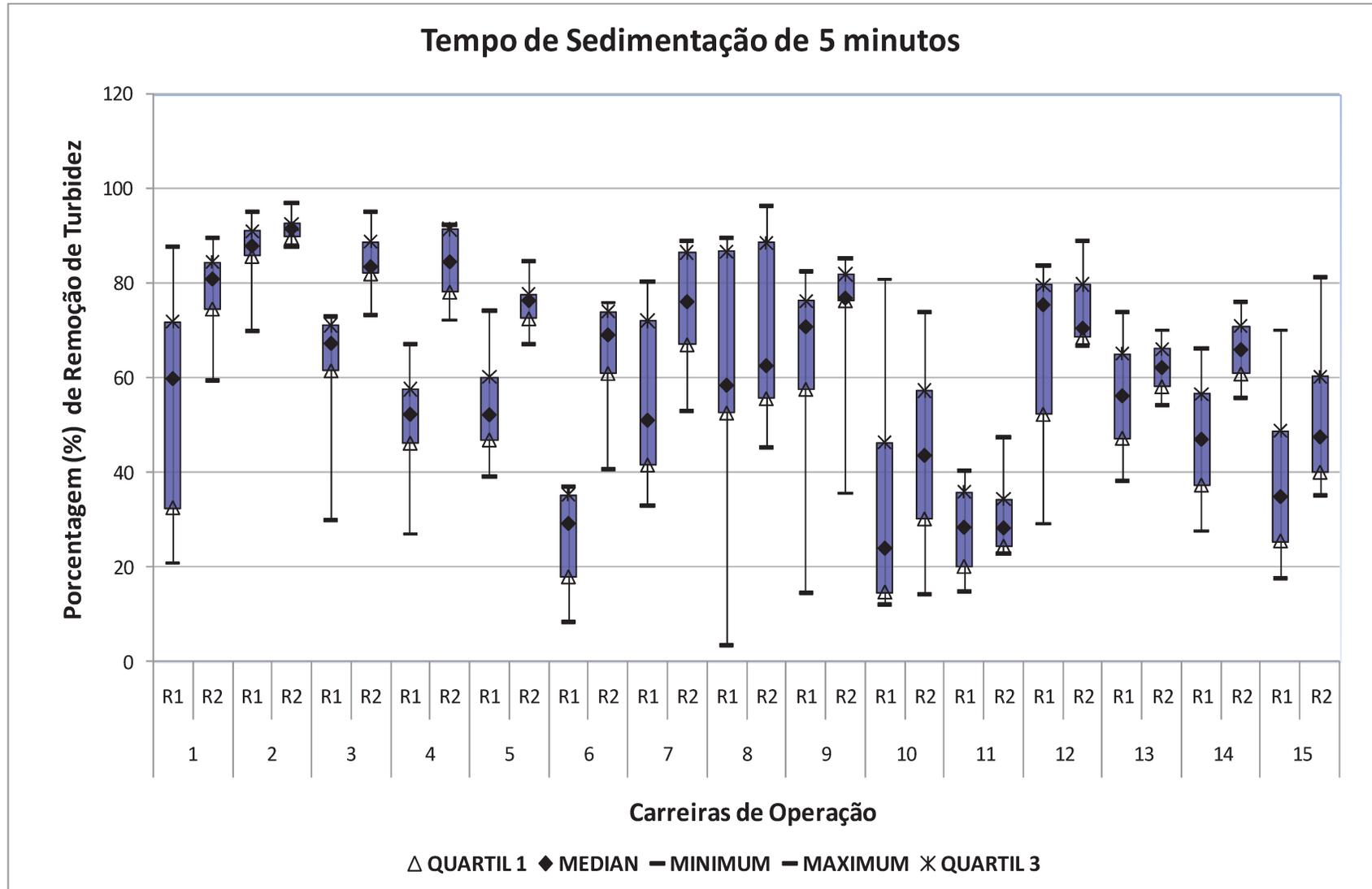


Figura 5.21 - Gráfico variação dos valores de remoção percentual de turbidez para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempo de sedimentação de 5 minutos no decorrer das 15 carreiras de operação

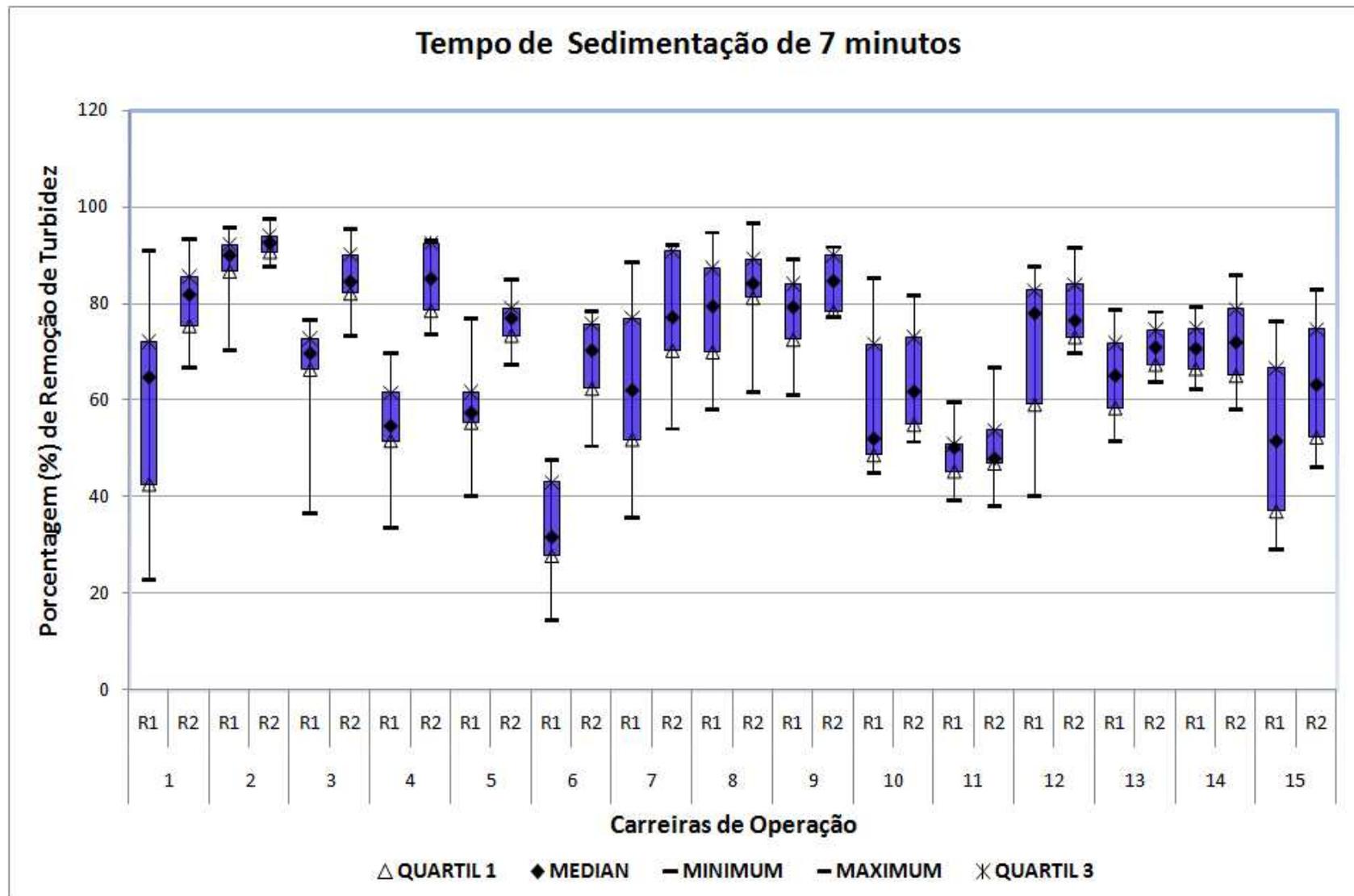


Figura 5.22 - Gráfico da variação dos valores de remoção percentual de turbidez para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempo de sedimentação de 7 minutos no decorrer das 15 carreiras de operação

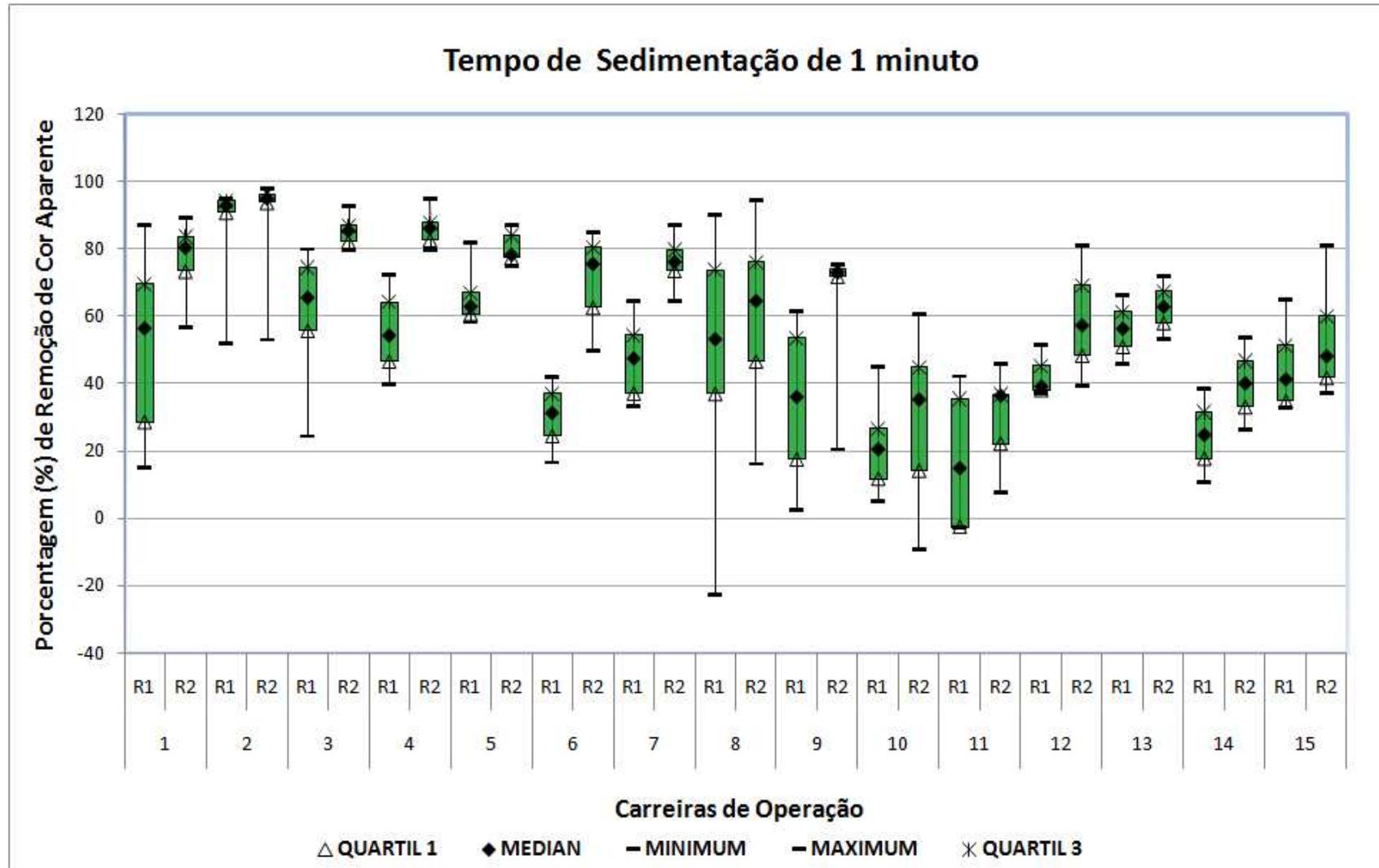


Figura 5.23 - Gráfico da variação dos valores de remoção percentual de cor aparente para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempo de sedimentação de 1 minuto no decorrer das 15 carreiras de operação

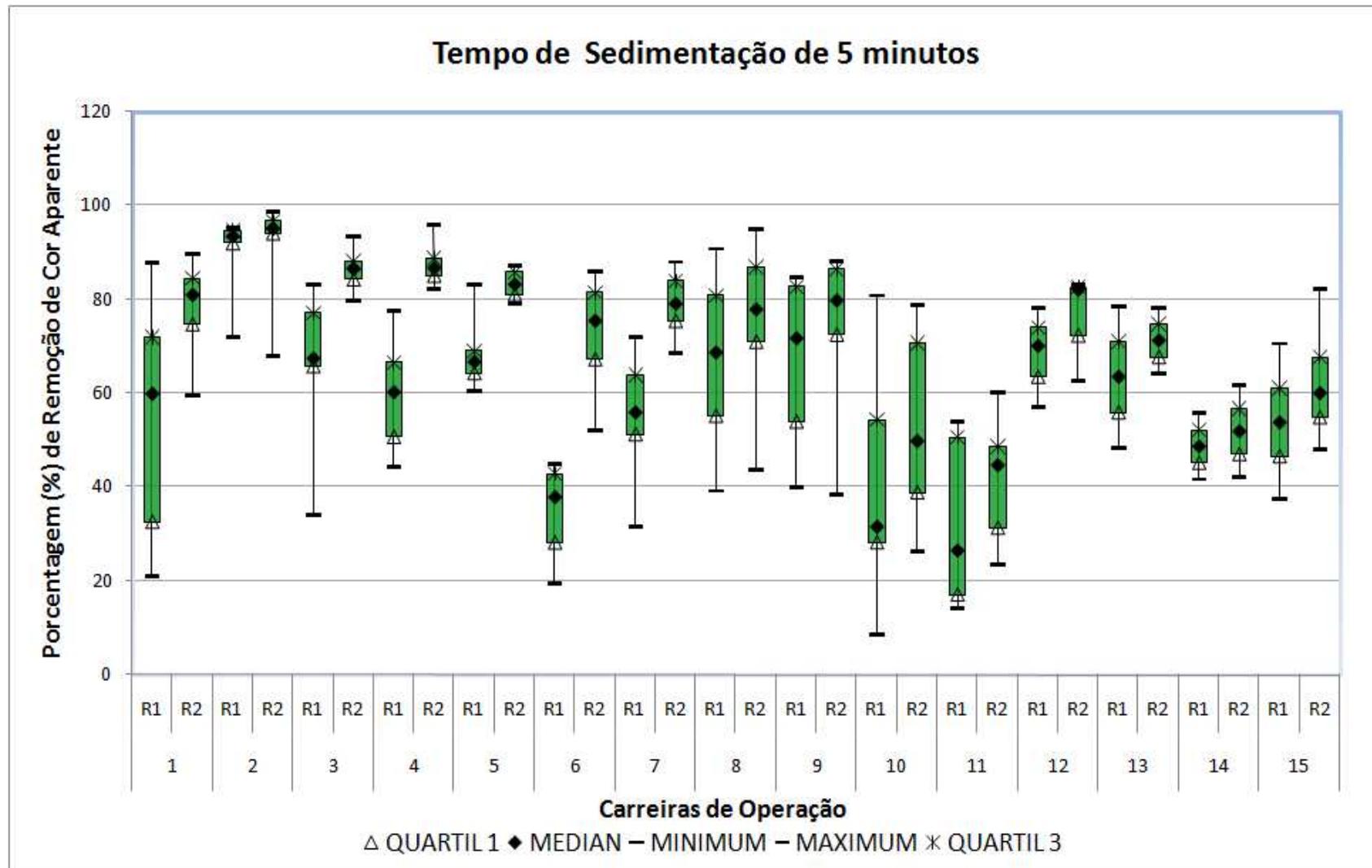


Figura 5.24 - Gráfico da variação dos valores de remoção percentual de cor aparente para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempo de sedimentação de 5 minutos no decorrer das 15 carreiras de operação

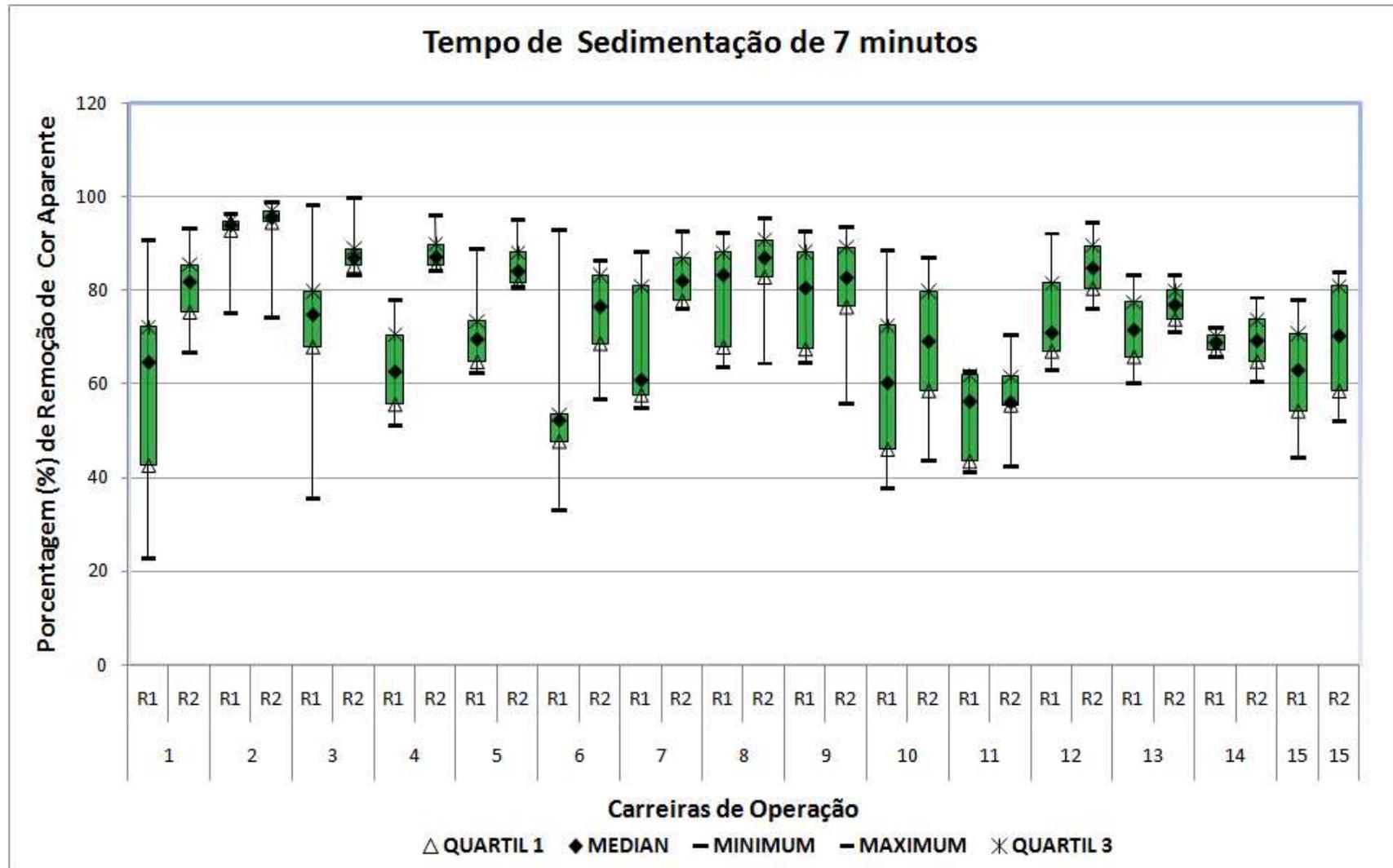


Figura 5.25 - Gráfico variação dos valores de remoção percentual de cor aparente para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempo de sedimentação de 7 minutos no decorrer das 15 carreiras de operação

As Figuras 5.26 e 5.27 foram elaboradas a partir dos dados presentes nas Tabelas A1 a A15 do Anexo A. Mostram a variação dos valores de remoção percentual de turbidez e cor aparente no decorrer das 15 carreiras de operação para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos. Através da análise desses resultados pode ser observado que o reator R2 apresentou maiores valores de medianas. Tais resultados indicam que os valores de remoção percentual de turbidez e cor aparente nesta unidade tendem a ser maiores do que os apresentados pelo reator R1 para as mesmas águas e condições de trabalho.

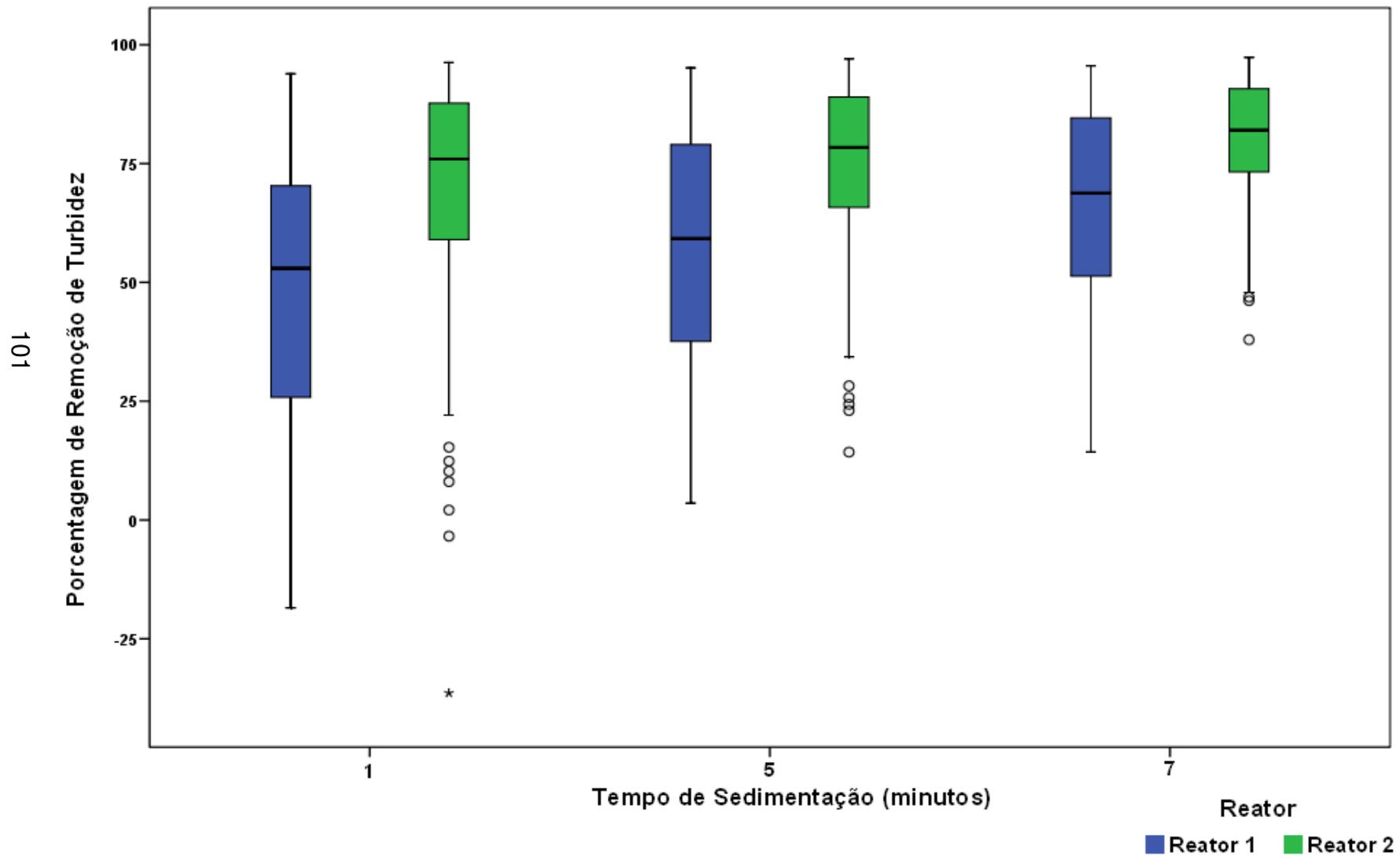


Figura 5.26 - Gráfico da variação dos valores de remoção percentual de turbidez para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos no decorrer das 15 carreiras de operação

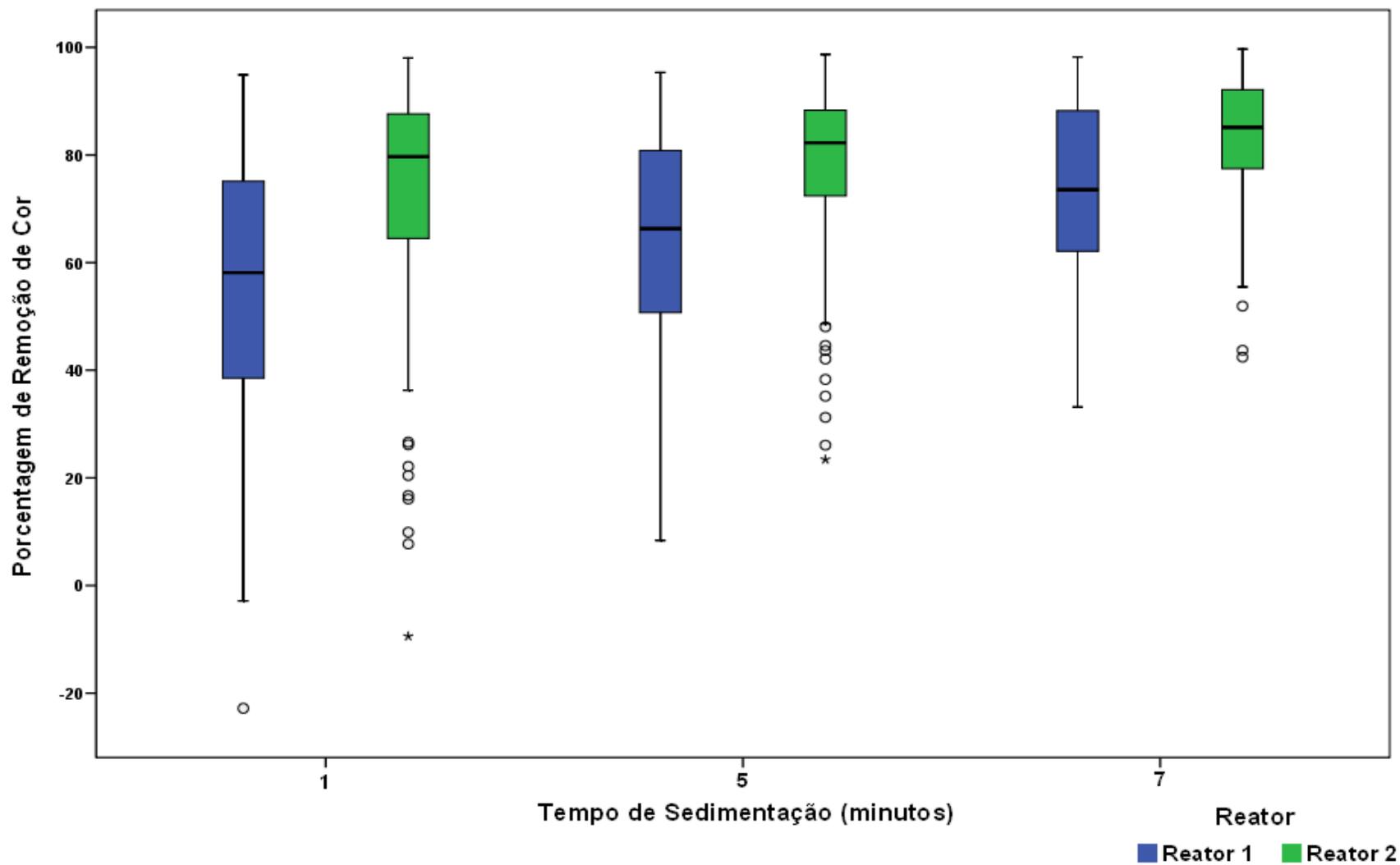


Figura 5.27 - Gráfico da variação dos valores de remoção percentual de cor aparente para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos no decorrer das 15 carreiras de operação

A Tabela 5.4 obtida a partir de dados oriundos das Tabelas A1 a A15 do Anexo A, apresenta registros que mostram resultados obtidos na análise de variância dos valores de remoção percentual de turbidez e cor aparente para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos no decorrer das 15 carreiras de operação. A análise desses dados leva a concluir que os valores de remoção percentual de turbidez e cor aparente foram influenciados pelos diferentes tempos de sedimentação e tipos de reatores. Estas variáveis foram submetidas ao Teste de Tukey.

Tabela 5.4 - Análise de variância dos valores de remoção percentual de turbidez e cor aparente após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos para os efluentes dos reatores R1 e R2 no decorrer das 15 carreiras de operação, com nível de significância de 5%

		DF	F	Pr > F
Turbidez	Modelo	5	29.36	< 0.001
	Tempo de Sedimentação	2	22.72	< 0.001
	Reator	1	99.34	< 0.001
	Tempo de Sedimentação * Reator	2	1	0.368
	Erro	714		
	Total	719		
Cor Aparente	Modelo	5	28.55	< 0.001
	Tempo de Sedimentação	2	28.44	< 0.001
	Reator	1	81.98	< 0.001
	Tempo de Sedimentação * Reator	2	1.94	0.368
	Erro	714		
	Total	719		

As Tabelas 5.5 a 5.8 também foram elaboradas a partir dos dados presentes nas Tabelas de A1 a A15 do Anexo A. Mostram os resultados obtidos após tratamento estatístico dos dados através do Teste de Tukey para os valores de remoção percentual de turbidez e cor aparente. Estes denotam que foram influenciados pelos diferentes tempos de sedimentação e tipos de reatores no decorrer das 15 carreiras de operação.

A análise dos resultados da Tabela 5.5 leva a observação de que os valores de remoção percentual de turbidez após os diferentes tempos de sedimentação e para os dois diferentes tipos de reatores são estatisticamente diferentes. Tais resultados indicam que o reator R2 apresentou maiores valores médios de remoção percentual de turbidez do que os obtidos nas amostras dos efluentes do reator R1 para as mesmas águas e condições de trabalho. O tempo de sedimentação de 7 minutos apresentou efluentes com maiores valores médios de remoção percentual de turbidez do que os obtidos após os tempos de 1 e 5 minutos.

Tabela 5.5 - Teste de Tukey para os valores de remoção percentual de turbidez após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos para os efluentes dos reatores R1 e R2 no decorrer das 15 carreiras de operação, com nível de significância de 5%

	Média	N	Tempo (min)
A	72.72	240	7
B	66.08	240	5
C	58.99	240	1
Letras iguais indicam os tratamentos que são estatisticamente iguais			
	Média	N	Reator
A	74.22	360	2
B	57.65	360	1
Letras iguais indicam os tratamentos que são estatisticamente iguais			

Os dados da Tabela 5.6 mostram valores médios de remoção percentual de turbidez para os efluentes dos reatores R1 e R2 após os tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos ao longo das 15 carreiras de operação. Através da análise dos mesmos, pode ser observado que o efluente do reator R2 apresentou maiores valores de remoções percentuais de turbidez para todos os tempos de sedimentação do que os obtidos nas amostras dos efluentes do reator R1 para as mesmas águas e condições de trabalho. Quando utilizado tempo de sedimentação de 5 minutos, o reator R2

apresentou resultados similares aos obtidos para o tempo de 7 minutos. Isso pode significar que para um aumento físico de 40% na unidade de sedimentação obter-se-ia uma melhoria de apenas 5 % na qualidade do efluente obtido.

Tabela 5.6 - Valores médios de remoção percentual de turbidez após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos para os efluentes dos reatores R1 e R2 no decorrer das 15 carreiras de operação

Média	N	Tempo (min)	Reator
79.53	120	7	2
65.92	120	7	1
74.46	120	5	2
57.71	120	5	1
68.70	120	1	2
49.31	120	1	1

Nos dados mostrados pela Tabela 5.7 pode ser observado que os valores de remoção percentual de cor aparente após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos para os efluentes dos reatores R1 e R2 são estatisticamente diferentes. Estes valores indicam que o reator R2 apresentou maiores valores médios de remoção de cor aparente do que os valores obtidos nas amostras dos efluentes do reator R1 para as mesmas águas e condições de trabalho. O tempo de sedimentação de 7 minutos apresentou efluentes com maiores valores médios de remoção percentual de cor aparente do que os obtidos após os tempos de 1 e 5 minutos.

Tabela 5.7 - Teste de Tukey para os valores de remoção percentual de cor aparente após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos para os efluentes dos reatores R1 e R2 no decorrer das 15 carreiras de operação, com nível de significância de 5%

	Média	N	Tempo
A	78.11	240	7
B	71.70	240	5
C	64.53	240	1

Letras iguais indicam os tratamentos que são estatisticamente iguais

	Média	N	Reator
A	78.10	360	2
B	64.78	360	1

Letras iguais indicam os tratamentos que são estatisticamente iguais

Os dados da Tabela 5.8 mostram valores médios de remoção percentual de cor aparente para os efluentes dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos no decorrer das 15 carreiras de operação. Através da análise dos mesmos, pode ser observado que o reator R2 apresentou maiores valores médios de remoção percentual de cor aparente para todos esses tempos de sedimentação do que os obtidos nas amostras dos efluentes do reator R1 para as mesmas águas e condições de trabalho. Quando utilizado tempo de sedimentação de 5 minutos, o reator R2 apresentou resultados similares aos obtidos para o tempo de 7 minutos.

Tabela 5.8 - Valores médios de remoção percentual de cor aparente após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos para os efluentes dos reatores R1 e R2 no decorrer das 15 carreiras de operação

	Média	N	Tempo (min)	Reator
	82.93	120	7	2
	73.28	120	7	1
	78.49	120	5	2
	64.91	120	5	1
	72.89	120	1	2
	56.16	120	1	1

As Figuras 5.28 e 5.29 obtidas dos dados presentes nas Tabelas de A16 a A28 do Anexo A. Mostram as variações dos valores de remoção percentual de turbidez e cor aparente para os efluentes filtrados em papel de filtro Whatman 40 dos reatores R1 e R2 imediatamente após coleta da amostra, isto é, para tempo de sedimentação denominado de 0 minuto no decorrer das carreiras de operação de 6 a 15 e de 7 minutos no decorrer das carreiras de operação de 11 a 15.

Após análise de dados da Figura 5.28 pode ser observado que os efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 apresentaram resultados similares para a remoção percentual de turbidez. Quando utilizado tempo de sedimentação de 0 minuto, isto é, a filtração foi feita imediatamente à floculação, os efluentes dos reatores R1 e R2 apresentaram resultados similares aos obtidos para o tempo de 7 minutos. Isso pode possibilitar, em função da qualidade da água bruta, a eliminação da unidade de decantação do sistema de tratamento. Esta tomada de decisão, poderia levar a uma redução de custos na construção de uma ETA do tipo convencional em torno de 1/3 de seu custo total segundo FADEL e BAUMANN (1990).

Através da análise de dados da Figura 5.29 pode ser observado que o reator R2 apresentou maiores valores de medianas e menor dispersão de valores dos dados. Esta observação leva a inferir que as remoções percentuais de cor aparente são maiores do que os valores obtidos nos efluentes filtrados do reator R1 para a mesma qualidade de água bruta e condições de trabalho. Quando utilizado tempo de sedimentação de 0 minuto, o reator R2 apresentou resultados similares aos obtidos para o tempo de 7 minutos.

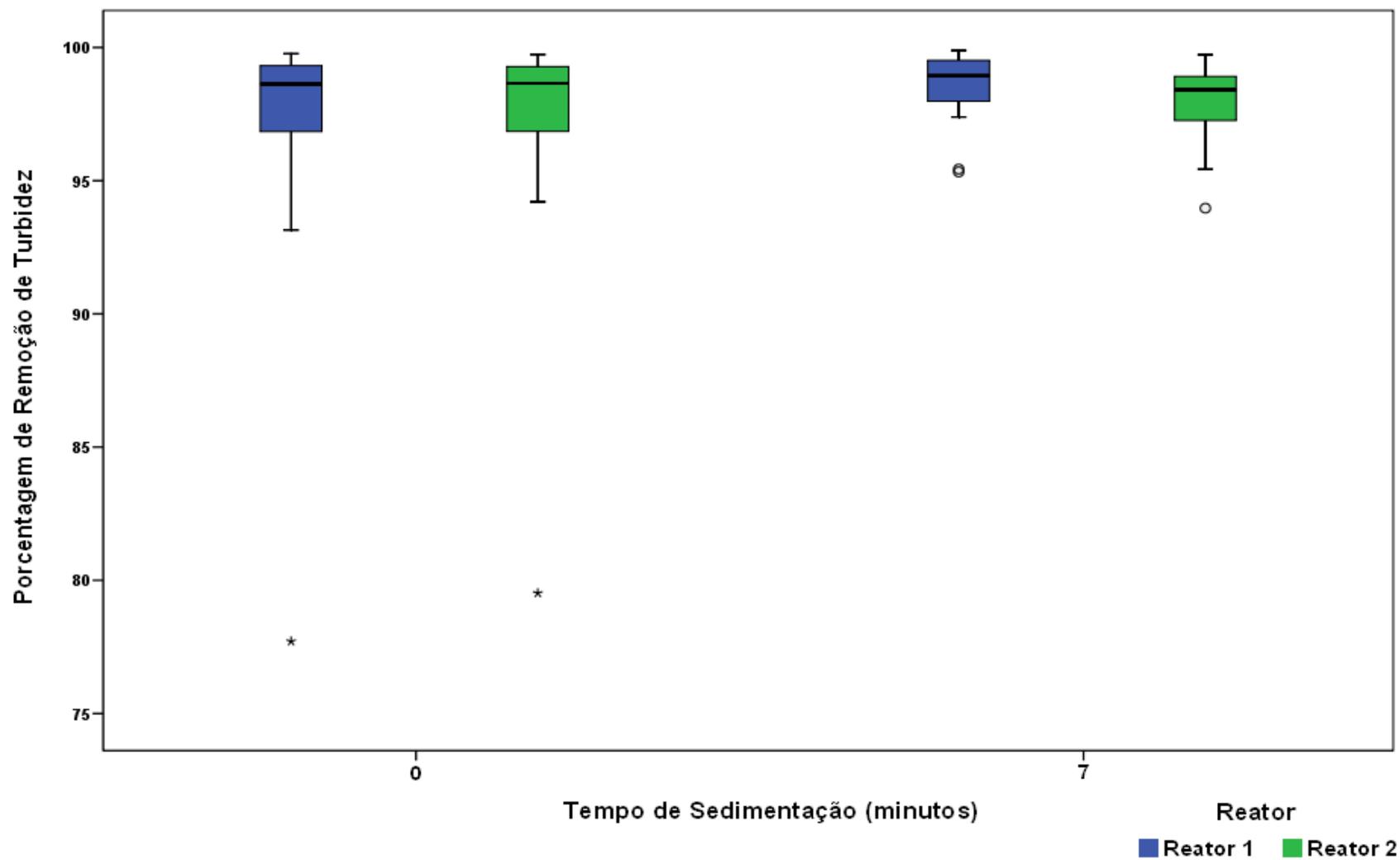


Figura 5.28 - Gráfico da variação dos valores de remoção percentual de turbidez para os efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 0 minuto no decorrer das carreiras de operação de 6 a 15 e de 7 minutos no decorrer das carreiras de operação de 11 a 15

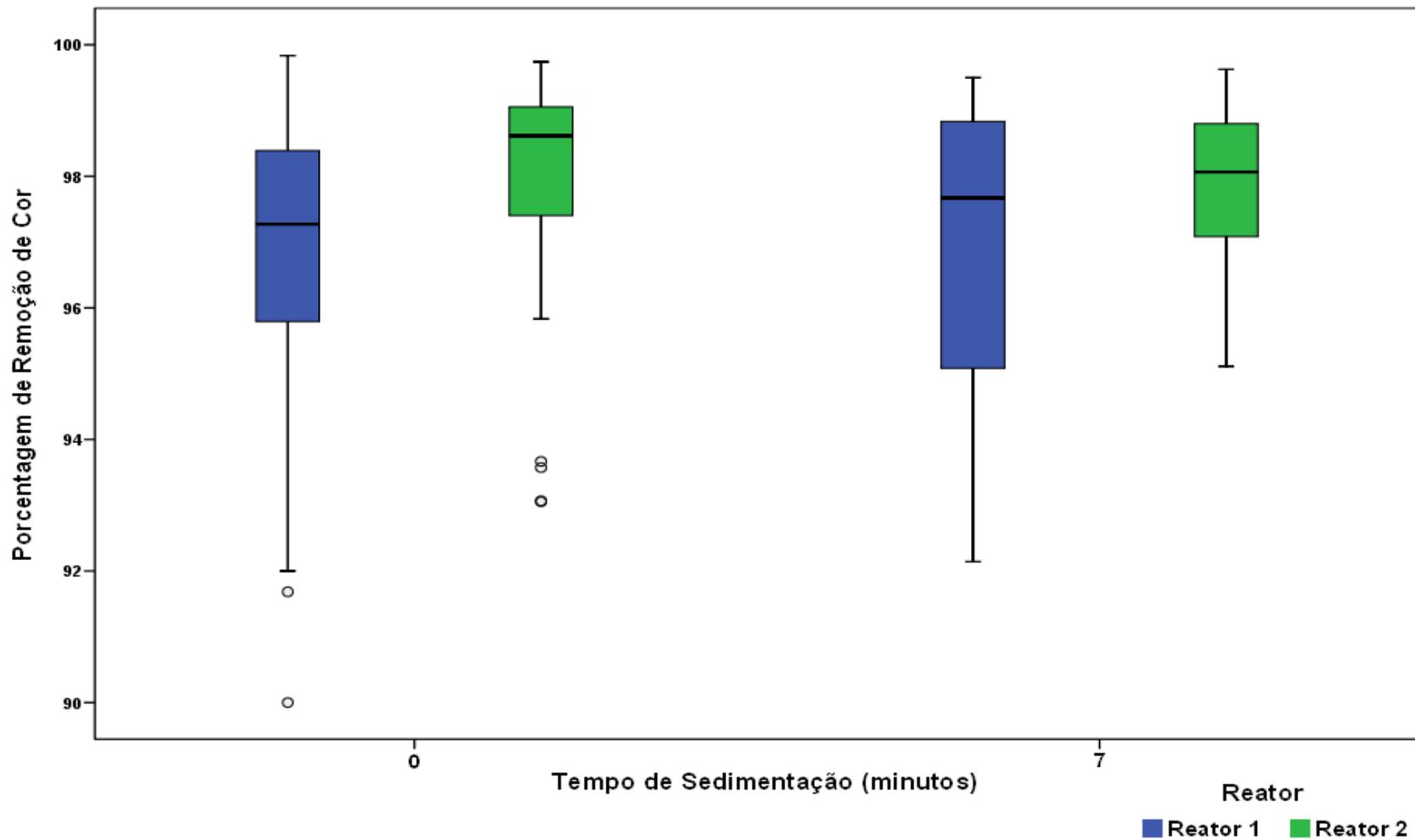


Figura 5.29 - Gráfico da variação dos valores de remoção percentual de cor aparente para os efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 0 minuto no decorrer das carreiras de operação de 6 a 15 e de 7 minutos no decorrer das carreiras de operação de 11 a 15

As Figuras 5.30 e 5.31 foram obtidas a partir de dados presentes nas Tabelas de A16 a A28 do Anexo A. Os dados da Figura 5.30 mostram a variação dos valores de remoção percentual de ferro total para os efluentes filtrados em papel de filtro Whatman 40 dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 0 minuto (imediatamente após coleta de amostra do efluente) no decorrer das carreiras de operação de 3 a 15, e de 7 minutos no decorrer das carreiras de operação de 11 a 15. A análise desses resultados leva a concluir que as remoções percentuais de ferro total são maiores do que os valores obtidos nas amostras dos efluentes filtrados do reator R1 para as mesmas águas e condições de trabalho. Quando utilizado o tempo de sedimentação de 7 minutos, os efluentes dos reatores R1 e R2 apresentaram maiores valores de remoção percentual de ferro total do que os valores obtidos para o tempo de 0 minuto.

Os dados da Figura 5.31 mostram a variação dos valores de remoção percentual de manganês total para os efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 0 minuto (imediatamente após coleta de amostra do efluente) no decorrer das carreiras de operação de 8 a 15, e de 7 minutos no decorrer das carreiras de operação de 11 a 15. Através da análise desses valores pode ser observado que os reatores R1 e R2 apresentaram resultados similares para a remoção de manganês total para ambos os tempos. A eficiência na remoção de manganês total depende, entre outros fatores, da alteração do pH da água em tratamento, bem como, do tempo de oxidação. Nesta pesquisa os reatores R1 e R2 foram alimentados com água coagulada da ETA Bragança Paulista e os valores das dosagens de produtos químicos não puderam ser alterados. Desta forma, não foi possível interferir nas dosagens de produtos químicos aplicadas na ETA para ajustes de pH e tempo de oxidação que possibilitassem a remoção de manganês total.

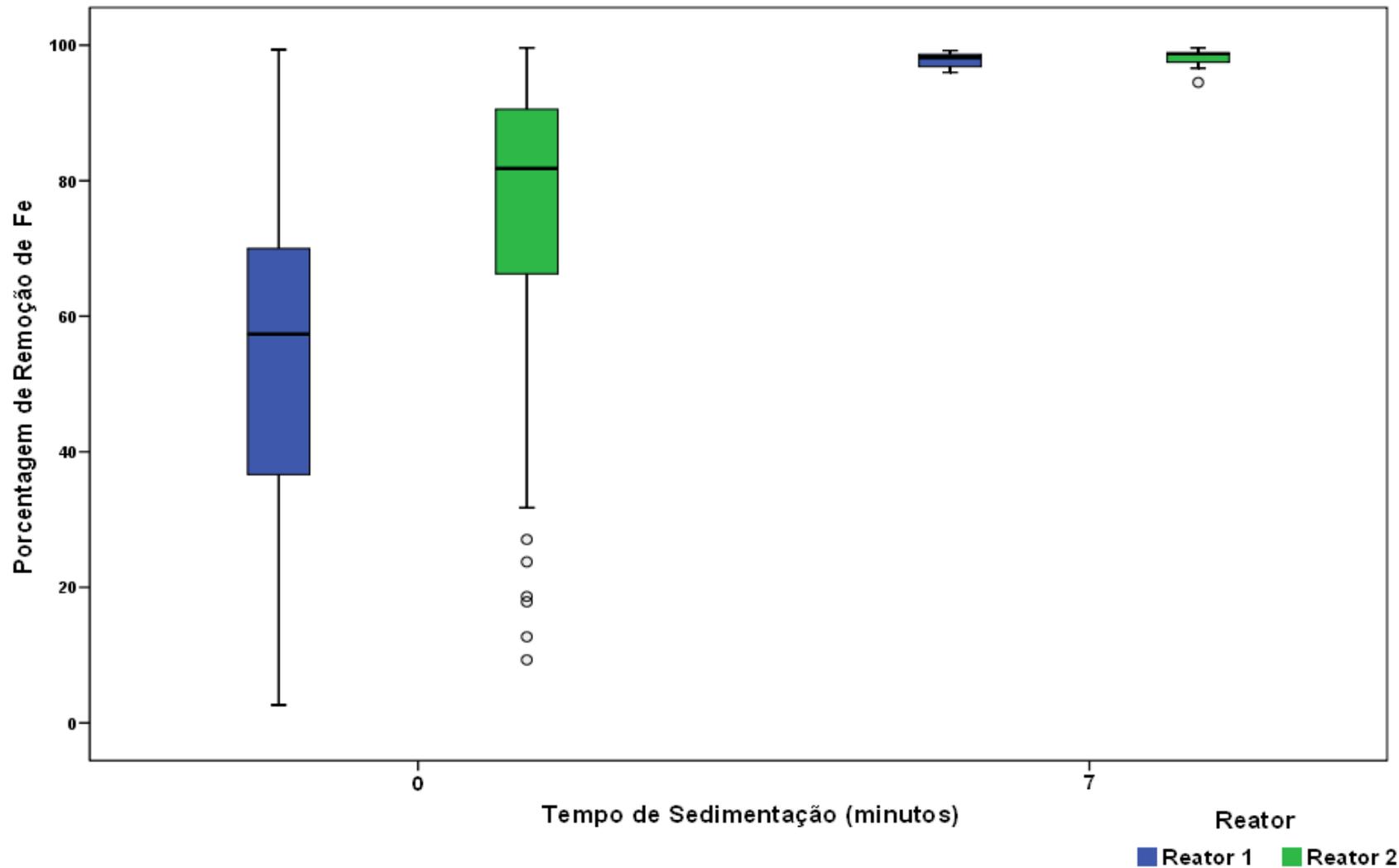


Figura 5.30 - Gráfico da variação dos valores de remoção percentual de ferro (Fe) total para os efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 0 minuto no decorrer das carreiras de operação de 3 a 15 e de 7 minutos para as carreiras de operação de 11 a 15

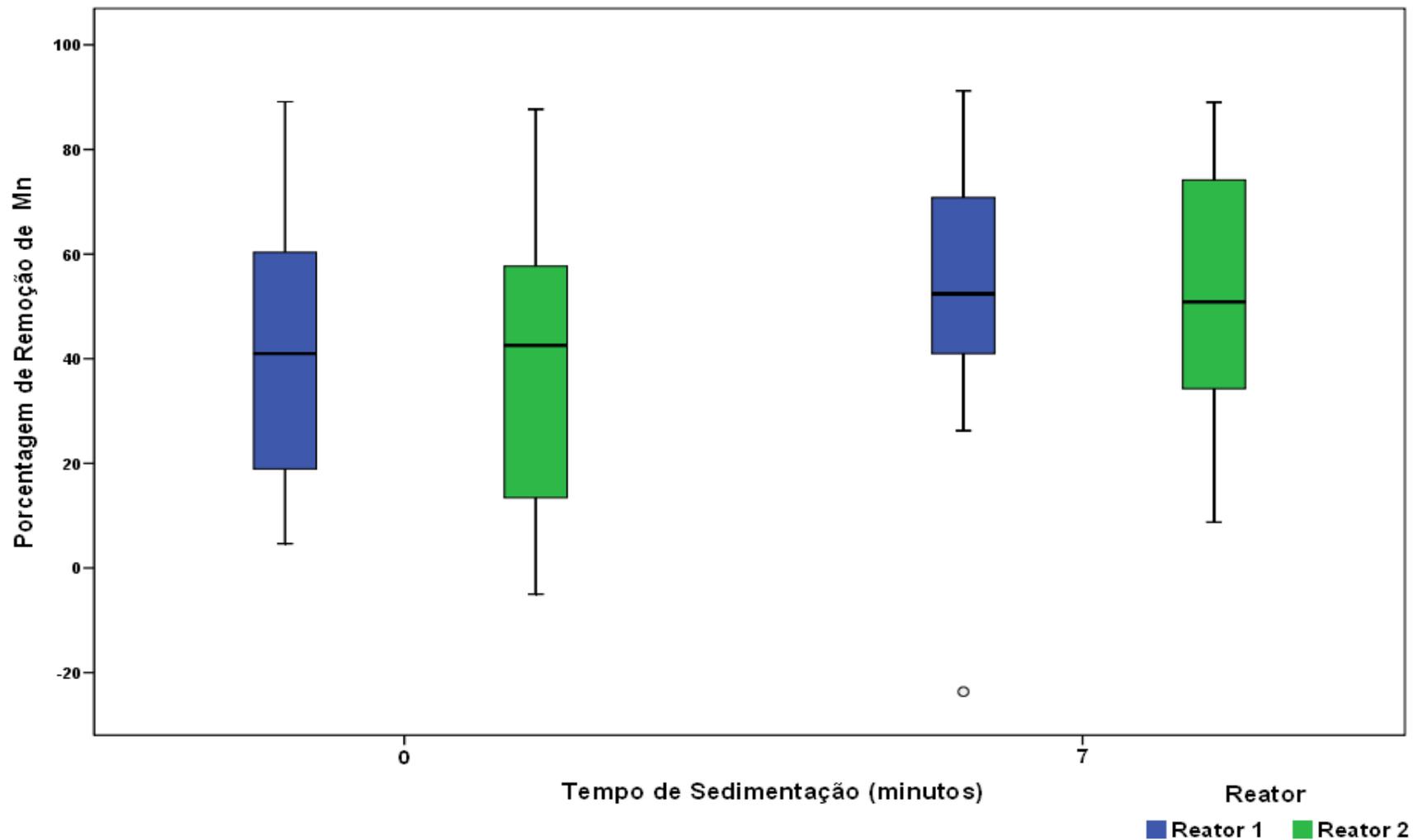


Figura 5.31 - Gráfico da variação de valores de remoção percentual de manganês (Mn) total para os efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 0 minuto no decorrer das carreiras de operação de 8 a 15 e de 7 minutos para as carreira de operação de 11 a 15

As Tabelas 5.9 a 5.11 obtidas através de dados presentes nas Tabelas A16 a A28 do Anexo A.

Tabela 5.9 - Análise de variância dos valores de remoção percentual de turbidez, cor aparente, manganês total e ferro total após tempos de sedimentação de 0 e 7 minutos para os efluentes filtrados dos reatores R1 e R2, com nível de significância de 5%

		DF	F	Pr > F
Turbidez	Modelo	3	0.39	0.764
	Tempo de Sedimentação	1	0.92	0.339
	Reator	1	0.00	0.997
	Tempo de Sedimentação * Reator	1	0.24	0.627
	Erro	125		
	Total	128		
Cor Aparente	Modelo	3	3.93	0.010
	Tempo de Sedimentação	1	0.07	0.796
	Reator	1	11.71	< 0.001
	Tempo de Sedimentação * Reator	1	0.01	0.916
	Erro	126		
	Total	129		
Manganês	Modelo	3	1.26	0.294
	Tempo de Sedimentação	1	3.73	0.056
	Reator	1	0.02	0.880
	Tempo de Sedimentação o *	1	0.02	0.901
	Erro	84		
	Total	87		
Ferro	Modelo	3	24.93	< 0.001
	Tempo de Sedimentação	1	48.40	< 0.001
	Reator	1	22.82	< 0.001
	Tempo de Sedimentação * Reator	1	3.58	0.06
	Erro	189		
	Total	192		

A Tabela 5.9 mostra os resultados obtidos após a análise de variância dos valores de remoção percentual de turbidez e cor aparente após os tempos de

sedimentação de 0 minuto no decorrer das carreiras de operação de 6 a 15 e de 7 minutos no decorrer das carreiras de operação de 11 a 15; de manganês total após os tempos de sedimentação de 0 minuto no decorrer das carreiras de operação de 8 a 15 e de 7 minutos no decorrer das carreiras de 11 a 15; e de ferro total após os tempos de sedimentação de 0 minuto no decorrer das carreiras de operação de 3 a 15 e de 7 minutos no decorrer das carreiras de operação de 11 a 15 para os efluentes filtrados dos reatores R1 e R2. Através da análise desses dados pode ser observado que os valores de remoção percentual de cor aparente foram influenciados pelos diferentes tipos de reatores, e os valores de ferro total pelos diferentes tempos de sedimentação e tipos de reatores. Estas variáveis foram submetidas ao Teste de Tukey.

A Tabela 5.10 mostra os resultados obtidos após tratamento estatístico de dados através do Teste de Tukey dos valores de remoção percentual de cor aparente para os efluentes filtrados após tempos de sedimentação de 0 minuto para carreiras de 6 a 15 e de 7 minutos no decorrer das carreiras de operação de 11 a 15 dos reatores R1 e R2. Através da análise desses dados pode ser observado que o reator R2 apresentou maiores valores médios de remoção de cor aparente. Esta observação reforça a conclusão discutida anteriormente de que as remoções de cor aparente foram maiores no reator R2 do que os valores obtidos nos efluentes do reator R1 para as mesmas águas e condições, independentemente do tempo de sedimentação utilizado.

Tabela 5.10 - Teste de Tukey para os valores médios de remoção percentual de cor aparente após tempos de sedimentação de 0 e 7 minutos para os efluentes dos reatores R1 e R2, com nível de significância de 5%

	Média	N	Reator
A	97.96	65	2
B	96.75	65	1

Letras iguais indicam os tratamentos que são estatisticamente iguais

Os dados da Tabela 5.11 mostram os resultados obtidos no Teste de Tukey para os valores de remoção percentual de ferro total para os efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 após os tempos de sedimentação de 0 minuto para as carreiras de

operação de 3 a 15 e de 7 minutos no decorrer das carreiras de operação de 11 a 15. Tais resultados indicam que o reator R2 apresentou maiores valores médios de remoções percentuais de ferro total do que os obtidos pelo reator R1 para as mesmas águas e condições de trabalho. Quando utilizado tempo de sedimentação de 7 minutos foram obtidos maiores valores de remoção percentual de ferro total do que os verificados para o tempo de 0 minuto.

Tabela 5.11 - Teste de Tukey para os valores médios de remoção percentual de ferro total após tempos de sedimentação de 0 e 7 minutos para os efluentes dos reatores R1 e R2, com nível de significância de 5%

	Média	N	Tempo (min)
A	97.98	27	7
B	65.12	166	0
Letras iguais indicam os tratamentos que são estatisticamente iguais			
	Média	N	Reator
A	77.44	96	2
B	62.08	97	1
Letras iguais indicam os tratamentos que são estatisticamente iguais			

A Tabela 5.12 mostra a matriz de correlação de Pearson para os valores de remoção percentual de turbidez e cor aparente para os efluentes não filtrados após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos ao longo das 15 carreiras de operação. Também apresenta registros de turbidez e cor aparente após tempos de sedimentação de 0 minuto (carreiras de operação 6 a 15) e de 7 minutos (carreiras de operação 11 a 15), ferro total após tempos de sedimentação de 0 minuto (carreiras de operação 3 a 15) e de 7 minutos (carreiras de operação de 11 a 15); e manganês total após tempos de sedimentação de 0 minuto (carreiras de operação de 8 a 15) e de 7 minutos (carreiras de operação de 11 a 15) para os efluentes filtrados dos reatores R1 e R2. Através da análise do comportamento conjunto dos dados pode ser observado que existe uma correlação positiva entre os valores de remoção percentual de turbidez e cor

aparente para os efluentes não filtrados; e entre os valores de remoção percentual de ferro total e manganês total para os efluentes filtrados nos reatores R1 e R2. Isso significa que os valores de remoção percentual para as variáveis analisadas crescem no mesmo sentido, isto é, quando o valor de remoção de turbidez percentual cresce, a remoção de cor aparente também cresce em média. Quando o valor de remoção percentual de ferro total aumenta, o mesmo acontece para a remoção de manganês total também.

Tabela 5.12 - Matriz de correlação de Pearson entre os valores médios de remoção percentual de turbidez e cor aparente para os efluentes não filtrados após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos; e de turbidez, cor aparente, ferro total e manganês total para os efluentes filtrados após tempos de sedimentação de 0 e 7 minutos dos reatores R1 e R2, com nível de significância de 5%

			Cor Aparente	Turbidez	Ferro	Manganês
Efluentes Filtrados Tempos de Sedimentação de 1, 5 e 7 minutos	Não nos de	Cor Aparente	1.00	0.89	-	-
		Turbidez	0.89	1.00	-	-
Efluentes Filtrados Tempos de Sedimentação de 0 e 7 minutos		Cor Aparente	1.00	0.09	0.04	0.06
		Turbidez	0.09	1.00	0.15	0.18
		Ferro	0.04	0.15	1.00	0.65
		Manganês	0.06	0.18	0.65	1.00

A Figura 5.32 mostra o gráfico da dispersão dos valores de remoção percentual de turbidez e cor aparente para os efluentes não filtrados dos reatores R1 e R2 após os tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos no decorrer das 15 carreiras de operação. A análise dos dados leva a concluir que existe uma correlação positiva entre a remoção de turbidez e cor aparente. Quando o valor de remoção de turbidez aumenta, a remoção de cor aparente aumenta também em valores médios.

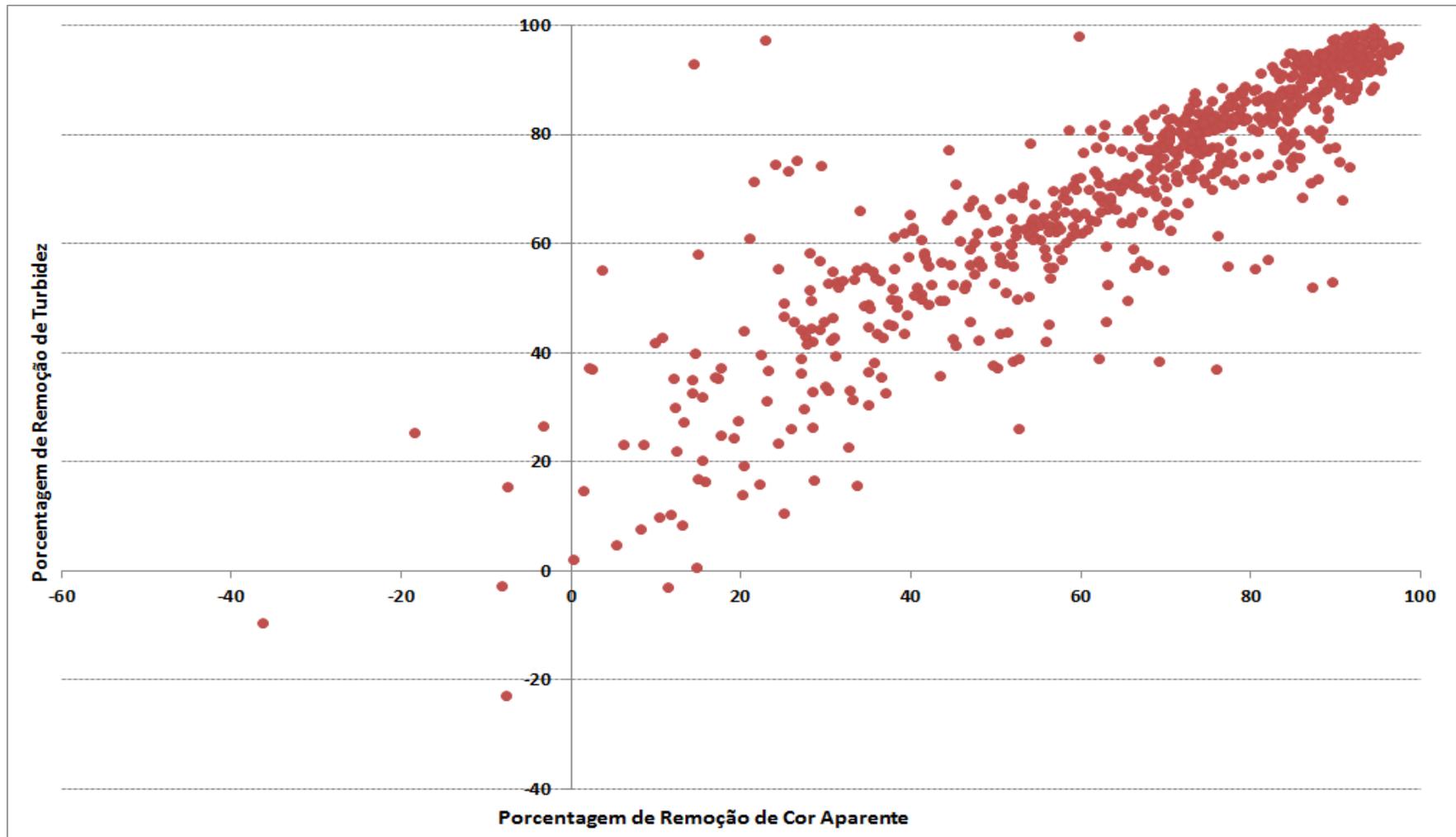


Figura 5.32 - Gráfico de dispersão dos valores de remoção percentual de turbidez e cor aparente para os efluentes não filtrados dos reatores R1 e R2 após tempos de sedimentação de 1, 5 e 7 minutos no decorrer das 15 carreiras de operação

5.3.2 Resultados das Perdas de Carga

As carreiras de operação 1, 2, 8 e 11 foram influenciadas por problemas operacionais da ETA Bragança Paulista através de admissão de ar no recalque de água bruta.

As Tabelas 5.13 a 5.27 mostram a variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras diárias nas tomadas piezométricas PZ₁, PZ₂, PZ₃ e PZ₄ no reator R1; e PZ₅, PZ₆, PZ₇ e PZ₈ no reator R2 em função dos valores médios de turbidez (uT) e das taxas de aplicação superficial ($\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{dia}^{-1}$) no final de cada uma das 15 carreiras de operação. Através da análise desses dados pode ser observado que o reator R2 apresentou ao longo de todas as carreiras de operação a que foi submetido menores valores de perda de carga total (mm) do que o reator R1 para as mesmas águas e condições operacionais. Isto se deve ao fato de que a utilização da malha como meio granular fixo proporcionou ao reator R2 um índice de porosidade de aproximadamente 90 % e 84,3% do volume útil deste reator. Este fato evidenciou que mesmo havendo retenção de flocos ou formação de manta de lodo, este não proporcionou aumento de resistência ao escoamento. Isto pode ser avaliado tendo em vista a grande disponibilidade de vazios no reator R2 quando comparado com o outro reator. O reator R2 apresentou o dobro de valores de volume útil e de porosidade do meio granular quando limpo e teve um peso estimado 7 vezes menor que o reator R1 (Tabelas 4.1 e 4.2).

A eficiência de um reator de floculação é tanto mais elevada, quanto maior for o número de câmaras dispostas em série. A malha possibilitou mudanças de direção das linhas de fluxo da corrente líquida favorecendo o aumento da taxa de colisões entre as partículas coloidais ascendentes e melhores condições de floculação (RICHTER; AZEVEDO NETTO, 1991).

Tabela 5.13 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ₁, PZ₂, PZ₃ e PZ₄ no reator R1 e PZ₅, PZ₆, PZ₇ e PZ₈ no reator R2 na carreira de operação 1

Carreira 1 – Taxa: 50 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹											
Valores Médios de Turbidez (uT)	Data	PZ1 (mm)	PZ2 (mm)	PZ3 (mm)	PZ4 (mm)	Perda de Carga (mm)	PZ5 (mm)	PZ6 (mm)	PZ7 (mm)	PZ8 (mm)	Perda de Carga (mm)
7,9	20/09/07	783	783	783	783	0	937	937	937	937	0
	21/09/07	783	783	783	785	2	937	937	937	937	0
	22/09/07	783	784	785	785	2	937	937	937	937	0
	23/09/07	783	784	785	785	2	937	937	937	937	0
	24/09/07	784	785	786	786	2	937	937	937	938	1
	25/09/07	784	785	786	786	2	937	937	938	938	1
	26/09/07	784	785	786	786	2	937	937	938	938	1
Perda de Carga Total (mm)						12					3

Tabela 5.14 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ₁, PZ₂, PZ₃ e PZ₄ no reator R1 e PZ₅, PZ₆, PZ₇ e PZ₈ no reator R2 na carreira de operação 2

Carreira 2 – Taxa: 75 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹											
Valores Médios de Turbidez (uT)	Data	PZ1 (mm)	PZ2 (mm)	PZ3 (mm)	PZ4 (mm)	Perda de Carga (mm)	PZ5 (mm)	PZ6 (mm)	PZ7 (mm)	PZ8 (mm)	Perda de Carga (mm)
6,7	27/09/07	784	784	786	786	2	938	938	939	939	1
	28/09/07	784	784	786	786	2	938	938	939	939	1
	29/09/07	784	784	786	787	3	938	938	939	939	1
	30/09/07	785	785	786	787	2	938	938	939	939	1
	01/10/07	785	785	786	788	3	938	938	939	939	1
	02/10/07	785	786	787	788	3	938	938	939	939	1
	03/10/07	785	786	787	788	3	938	938	939	939	1
	04/10/07	786	786	787	788	2	938	938	939	940	2
	05/10/07	786	786	787	790	4	939	939	939	940	1
	06/10/07	786	786	787	790	4	939	939	940	940	1
	07/10/07	786	786	787	790	4	939	939	940	940	1
Perda de Carga Total (mm)						32					12

Tabela 5.15 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ₁, PZ₂, PZ₃ e PZ₄ no reator R1 e PZ₅, PZ₆, PZ₇ e PZ₈ no reator R2 na carreira de operação 3

Carreira 3 – Taxa: 100 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹											
Valores Médios de Turbidez (uT)	Data	PZ1 (mm)	PZ2 (mm)	PZ3 (mm)	PZ4 (mm)	Perda de Carga (mm)	PZ5 (mm)	PZ6 (mm)	PZ7 (mm)	PZ8 (mm)	Perda de Carga (mm)
5,9	11/10/07	984	985	986	992	8	961	961	961	963	2
	12/10/07	984	985	986	992	8	961	961	961	963	2
	13/10/07	984	985	986	992	8	961	961	961	963	2
	14/10/07	984	985	986	992	8	961	961	961	963	2
	15/10/07	984	985	986	993	9	962	962	963	964	2
	16/10/07	984	985	986	993	9	962	962	963	964	2
Perda de Carga Total (mm)						50					12

Tabela 5.16 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ₁, PZ₂, PZ₃ e PZ₄ no reator R1 e PZ₅, PZ₆, PZ₇ e PZ₈ no reator R2 na carreira de operação 4

Carreira 4 – Taxa: 150 m³.m⁻².dia⁻¹											
Valores Médios de Turbidez (uT)	Data	PZ1 (mm)	PZ2 (mm)	PZ3 (mm)	PZ4 (mm)	Perda de Carga (mm)	PZ5 (mm)	PZ6 (mm)	PZ7 (mm)	PZ8 (mm)	Perda de Carga (mm)
5,7	17/10/07	985	986	988	994	9	975	976	977	977	2
	18/10/07	985	986	989	994	9	975	976	977	978	3
	19/10/07	985	987	989	994	9	975	976	978	978	3
	20/10/07	985	987	989	994	9	975	976	978	978	3
Perda de Carga Total (mm)					36						11

Tabela 5.17 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ₁, PZ₂, PZ₃ e PZ₄ no reator R1 e PZ₅, PZ₆, PZ₇ e PZ₈ no reator R2 na carreira de operação 5

Carreira 5 – Taxa: 180 m³.m⁻².dia⁻¹											
Valores Médios de Turbidez (uT)	Data	PZ1 (mm)	PZ2 (mm)	PZ3 (mm)	PZ4 (mm)	Perda de Carga (mm)	PZ5 (mm)	PZ6 (mm)	PZ7 (mm)	PZ8 (mm)	Perda de Carga (mm)
5,8	21/10/07	961	964	967	983	22	971	972	973	977	6
	22/10/07	968	970	973	984	16	974	975	976	979	5
	23/10/07	972	974	977	988	16	975	976	977	979	4
	24/10/07	974	976	979	988	14	975	976	976	979	4
Perda de Carga Total (mm)					68						19

Tabela 5.18 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ₁, PZ₂, PZ₃ e PZ₄ no reator R1 e PZ₅, PZ₆, PZ₇ e PZ₈ no reator R2 na carreira de operação 6

Carreira 6 – Taxa: 200 m³.m⁻².dia⁻¹											
Valores Médios de Turbidez (uT)	Data	PZ1 (mm)	PZ2 (mm)	PZ3 (mm)	PZ4 (mm)	Perda de Carga (mm)	PZ5 (mm)	PZ6 (mm)	PZ7 (mm)	PZ8 (mm)	Perda de Carga (mm)
9,5	27/10/07	966	968	972	983	17	973	974	974	975	2
	28/10/07	982	985	988	994	12	973	974	974	975	2
	29/10/07	982	985	988	994	12	973	974	974	975	2
	30/10/07	982	985	988	994	12	973	974	974	976	3
Perda de Carga Total (mm)					53						9

Tabela 5.19 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ₁, PZ₂, PZ₃ e PZ₄ no reator R1 e PZ₅, PZ₆, PZ₇ e PZ₈ no reator R2 na carreira de operação 7

Carreira 7 – Taxa: 250 m³.m⁻².dia⁻¹											
Valores Médios de Turbidez (uT)	Data	PZ1 (mm)	PZ2 (mm)	PZ3 (mm)	PZ4 (mm)	Perda de Carga (mm)	PZ5 (mm)	PZ6 (mm)	PZ7 (mm)	PZ8 (mm)	Perda de Carga (mm)
42,1	31/10/07	978	979	982	989	11	979	980	981	981	2
	01/11/07	978	979	982	989	11	979	980	981	981	2
	02/11/07	978	980	982	989	11	979	980	981	982	3
	03/11/07	978	980	980	989	11	979	980	981	982	3
	04/11/07	985	985	988	992	7	979	980	981	982	3
Perda de Carga Total (mm)						51					11

Tabela 5.20 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ₁, PZ₂, PZ₃ e PZ₄ no reator R1 e PZ₅, PZ₆, PZ₇ e PZ₈ no reator R2 na carreira de operação 8

Carreira 8 – Taxa: 250 m³.m⁻².dia⁻¹											
Valores Médios de Turbidez (uT)	Data	PZ1 (mm)	PZ2 (mm)	PZ3 (mm)	PZ4 (mm)	Perda de Carga (mm)	PZ5 (mm)	PZ6 (mm)	PZ7 (mm)	PZ8 (mm)	Perda de Carga (mm)
70,6	05/11/07	978	981	981	982	4	977	978	978	979	2
	06/11/07	978	981	982	988	10	976	977	979	979	3
	07/11/07	978	981	986	988	10	980	982	982	982	2
	08/11/07	978	983	986	988	10	980	981	981	982	2
Perda de Carga Total (mm)						34					9

Tabela 5.21 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ₁, PZ₂, PZ₃ e PZ₄ no reator R1 e PZ₅, PZ₆, PZ₇ e PZ₈ no reator R2 na carreira de operação 9

Carreira 9 – Taxa: 300 m³.m⁻².dia⁻¹											
Valores Médios de Turbidez (uT)	Data	PZ1 (mm)	PZ2 (mm)	PZ3 (mm)	PZ4 (mm)	Perda de Carga (mm)	PZ5 (mm)	PZ6 (mm)	PZ7 (mm)	PZ8 (mm)	Perda de Carga (mm)
66,3	11/11/07	982	989	990	991	9	967	968	970	975	8
	12/11/07	982	989	990	991	9	974	975	975	976	2
	13/11/07	982	989	990	991	9	980	981	982	983	3
	14/11/07	982	989	990	993	11	981	982	983	984	3
Perda de Carga Total (mm)						38					16

Tabela 5.22 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ₁, PZ₂, PZ₃ e PZ₄ no reator R1 e PZ₅, PZ₆, PZ₇ e PZ₈ no reator R2 na carreira de operação 10

Carreira 10 – Taxa: 300 m³.m⁻².dia⁻¹											
Valores Médios de Turbidez (uT)	Data	PZ1 (mm)	PZ2 (mm)	PZ3 (mm)	PZ4 (mm)	Perda de Carga (mm)	PZ5 (mm)	PZ6 (mm)	PZ7 (mm)	PZ8 (mm)	Perda de Carga (mm)
27,7	17/11/07	967	970	973	977	10	973	976	976	977	4
	18/11/07	968	970	973	983	15	975	976	976	978	3
	19/11/07	968	970	973	983	15	975	975	977	978	3
	20/11/07	968	970	973	983	15	976	976	977	978	2
	21/11/07	968	970	973	983	15	976	977	977	978	2
	22/11/07	968	970	973	983	15	976	977	977	978	2
Perda de Carga Total (mm)						85					16

Tabela 5.23 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ₁, PZ₂, PZ₃ e PZ₄ no reator R1 e PZ₅, PZ₆, PZ₇ e PZ₈ no reator R2 na carreira de operação 11

Carreira 11 – Taxa: 350 m³.m⁻².dia⁻¹											
Valores Médios de Turbidez (uT)	Data	PZ1 (mm)	PZ2 (mm)	PZ3 (mm)	PZ4 (mm)	Perda de Carga (mm)	PZ5 (mm)	PZ6 (mm)	PZ7 (mm)	PZ8 (mm)	Perda de Carga (mm)
13,8	24/11/07	964	966	966	972	8	971	971	973	974	3
	25/11/07	964	966	966	972	8	971	971	973	974	3
	26/11/07	964	966	966	972	8	971	971	973	974	2
	27/11/07	965	967	967	973	8	972	972	973	974	2
	28/11/07	965	967	967	973	8	972	972	973	975	4
Perda de Carga Total (mm)						40					14

Tabela 5.24 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ₁, PZ₂, PZ₃ e PZ₄ no reator R1 e PZ₅, PZ₆, PZ₇ e PZ₈ no reator R2 na carreira de operação 12

Carreira 12 – Taxa: 200 m³.m⁻².dia⁻¹											
Valores Médios de Turbidez (uT)	Data	PZ1 (mm)	PZ2 (mm)	PZ3 (mm)	PZ4 (mm)	Perda de Carga (mm)	PZ5 (mm)	PZ6 (mm)	PZ7 (mm)	PZ8 (mm)	Perda de Carga (mm)
58,2	07/12/07	970	973	975	984	14	972	974	975	976	4
	08/12/07	971	973	975	985	14	972	974	976	977	3
	09/12/07	972	973	976	986	14	973	974	976	977	4
Perda de Carga Total (mm)						42					11

Tabela 5.25 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ₁, PZ₂, PZ₃ e PZ₄ no reator R1 e PZ₅, PZ₆, PZ₇ e PZ₈ no reator R2 na carreira de operação 13

Carreira 13 – Taxa: 200 m³.m⁻².dia⁻¹											
Valores Médios de Turbidez (uT)	Data	PZ1 (mm)	PZ2 (mm)	PZ3 (mm)	PZ4 (mm)	Perda de Carga (mm)	PZ5 (mm)	PZ6 (mm)	PZ7 (mm)	PZ8 (mm)	Perda de Carga (mm)
42,7	16/12/07	976	977	979	983	7	974	974	975	976	2
	17/12/07	976	977	979	983	7	974	974	975	976	2
	18/12/07	976	977	979	983	7	974	975	975	976	2
Perda de Carga Total (mm)						21					6

Tabela 5.26 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ₁, PZ₂, PZ₃ e PZ₄ no reator R1 e PZ₅, PZ₆, PZ₇ e PZ₈ no reator R2 na carreira de operação 14

Carreira 14 – Taxa: 200 m³.m⁻².dia⁻¹											
Valores Médios de Turbidez (uT)	Data	PZ1 (mm)	PZ2 (mm)	PZ3 (mm)	PZ4 (mm)	Perda de Carga (mm)	PZ5 (mm)	PZ6 (mm)	PZ7 (mm)	PZ8 (mm)	Perda de Carga (mm)
39,8	22/01/08	976	977	978	984	8	973	974	974	975	2
	23/01/08	976	977	978	984	8	973	974	976	977	4
Perda de Carga Total (mm)						16					6

Tabela 5.27 - Variação dos valores diários de perda de carga (mm) e das leituras dos piezômetros PZ₁, PZ₂, PZ₃ e PZ₄ no reator R1 e PZ₅, PZ₆, PZ₇ e PZ₈ no reator R2 na carreira de operação 15

Carreira 15 – Taxa: 100 m³.m⁻².dia⁻¹											
Valores Médios de Turbidez (uT)	Data	PZ1 (mm)	PZ2 (mm)	PZ3 (mm)	PZ4 (mm)	Perda de Carga (mm)	PZ5 (mm)	PZ6 (mm)	PZ7 (mm)	PZ8 (mm)	Perda de Carga (mm)
27,1	29/01/08	976	978	980	984	8	971	972	972	978	7
	30/01/08	976	978	980	984	8	971	972	972	978	7
	31/01/08	977	978	980	987	10	972	972	973	976	4
	01/02/08	978	978	980	992	14	972	972	973	978	6
Perda de Carga Total (mm)						40					24

O reator R1 apresentou maior evolução de perda de carga total (mm) no decorrer das 15 carreiras de operação através da ocorrência de retenção de sólidos principalmente nas camadas de pedregulho de menores granulometrias

semelhantemente aos obtidos no PROSAB 3 por DI BERNARDO *et al.*, (2003). Desempenho este, mais influenciado pelo aumento dos valores de turbidez e cor aparente da água bruta e das taxas de aplicação superficial compreendidas entre o intervalo de 250 a 350 m³.m⁻².dia⁻¹ (Tabela 5.2), sendo esta última, a máxima taxa de aplicação desenvolvida nesta pesquisa.

O reator R2 apresentou no decorrer de cada uma das 15 carreiras de operação a que foi submetido, valores de perda de carga total (mm) menos influenciado pelas taxas de aplicação superficial e qualidade da água bruta do que os obtidos pelo reator R1. A retenção de sólidos ocorreu mais significativamente na camada de malha do que na de esferas sólidas. As mesmas tiveram maior contribuição na atenuação de transpasse de sólidos do que na retenção dos mesmos. É importante considerar que o afluente utilizado neste trabalho era água coagulada da ETA com dosagens apropriadas para promover a coagulação no mecanismo de varredura, o que certamente favoreceu o transpasse de sólidos que interferiu na qualidade do efluente produzido e na duração das carreiras de operação semelhantemente aos resultados obtidos por DI BERNARDO; DANTAS (2005).

Os valores de perda de carga total obtidos nos reatores R1 e R2 não foram significativos quando comparados com a utilização de areia como meio granular fixo na filtração direta ascendente. Foram similares aos obtidos por DI BERNARDO *et al.*, (2003) no PROSAB 3.

As Figuras 5.33 e 5.34 mostram a formação de flocos nos reatores R1 e R2 no decorrer da carreira de operação 13.



Figura 5.33 - Fotografias do reator R1 com formação de flocos (carreira de operação 13 em 09/12/2007)



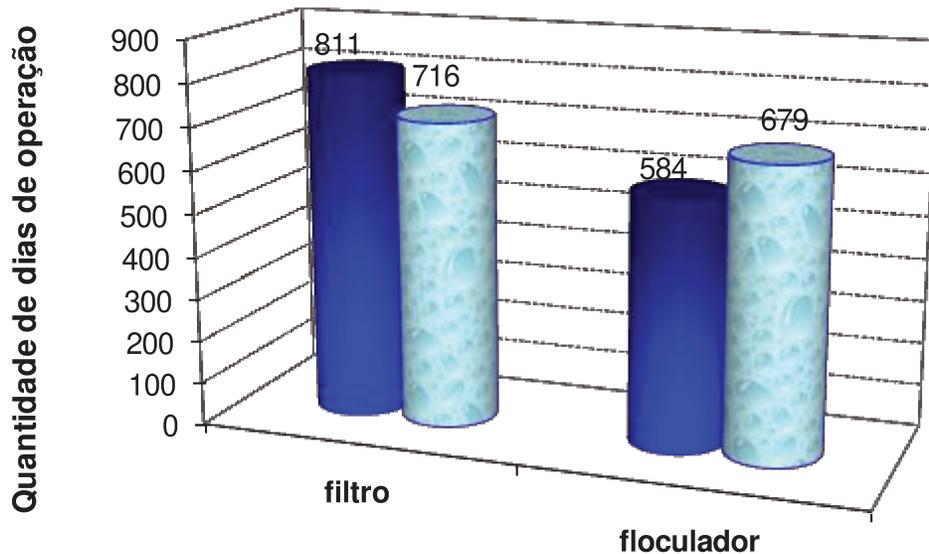
Figura 5.34 - Fotografias do reator R2 com formação de flocos (carreira de operação 13 em 09/12/2007)

A aplicação de malha e esferas sólidas no reator R2 mostrou ser possível a realização de processo de limpeza eficaz e eficiente em meio granular fixo somente através de descargas de fundo. Isto foi possível observar durante o processo e no número de descargas utilizadas para tal operação. Também a recuperação da carga hidráulica foi maior nesta unidade. Tais aspectos não foram observados, no reator R1, que apresentou no decorrer das carreiras retenção de sólidos no meio granular semelhantemente aos obtidos por DI BERNARDO *et al.*, (2003).

O reator R2 foi testado para operar como unidade de floculação hidráulica alternativa mais rápida e eficiente que a promovida no reator R1 que possibilitasse uma real contribuição para a otimização de ETAs de ciclo completo eventualmente com problemas nos sistemas de floculação e/ou decantação, e na realização de projetos mais eficientes e econômicos; portanto, não tinha a incumbência de clarificação da água em tratamento. No entanto, no decorrer dos ensaios, o reator R2 quando submetido a valores máximos de taxa de aplicação superficial de $200 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{dia}^{-1}$ e de turbidez de água bruta de 13,0 uT operou como filtro/clarificador de água em tratamento. Obteve efluente com valores de turbidez inferiores a 5 uT e valores de cor aparente a 15,0 uC o que possibilitaria o tratamento da água por filtração direta. Os valores diários de turbidez e cor aparente estão presentes nas Tabelas A1 a A15 do Anexo A.

Levando-se em consideração o desempenho do reator R2 como unidade clarificadora de água em tratamento quando submetido a valores máximos de turbidez de água de 13 uT, foi realizado junto aos boletins diários de operação da ETA Bragança Paulista (SABESP) levantamento de valores médios e máximos de turbidez na água bruta do rio Jaguari no período de 26 de março de 2004 a 13 de março de 2008. Dos 1.395 dias investigados, 811 (58,14%) dias apresentaram valores médios de turbidez inferiores a 13 uT o que permitiu inferir que o reator R2 operaria como unidade clarificadora e 584 (41,86%) dias como floculador. Para valores máximos de turbidez inferiores a 13 uT, 716 (51,33%) dias como unidade clarificadora e 679 (49,7%) dias como floculador (Figura 5.35). Essa possibilidade implicaria numa redução no consumo

de produtos químicos e de águas de lavagem de filtros, bem como, na de geração de resíduos da ETA (decantadores e filtros) e custos na disposição dos mesmos.



- Valores médios de turbidez da água bruta do rio Jaguari inferiores a 13 uT
- Valores máximos de turbidez da água bruta do rio Jaguari inferiores a 13 uT

Figura 5.35 – Quantidade de dias de operação do reator R2 como unidade de floculação e clarificadora em função da turbidez (uT) da água do rio Jaguari no município de Bragança Paulista, no período de 26 de março de 2004 a 13 de março de 2008

Segundo DI BERNARDO *et al.* (2003) através dos estudos desenvolvidos pelo PROSAB 3, no caso da filtração direta, é de extrema relevância a realização de estudos para definir a necessidade ou não de micro-peneiras e da pré-oxidação, as condições adequadas de coagulação (tipo e dosagem dos produtos químicos) e de mistura rápida (tempo e gradiente de velocidade média) e a necessidade ou não de unidades de floculação e, caso essas sejam, necessárias, estabelecer o tempo e o gradiente de velocidade correspondentes.

6 CONCLUSÕES

Com base nos trabalhos realizados pode-se concluir que:

- O reator R2 (malha e esferas sólidas) apresentou, para todos os valores de taxas de aplicação superficial e tempos de sedimentação melhor eficiência no processo de floculação do que apresentada pelo reator R1 (seixos rolados);
- O reator R2 mostrou-se menos influenciado pelos valores de taxas de aplicação superficial e qualidade de água bruta coagulada a que foi submetido do que o reator R1;
- O reator R2 quando comparado ao reator R1 apresentou em todas as 15 carreiras de operação maior porcentagem de remoção de turbidez (uT) e cor aparente (uC);
- O reator R2 apresentou em todas as carreiras de operação menores valores de perda de carga total (mm);
- O reator R2 apresentou para todas as taxas de aplicação superficial a que foi submetido, maiores valores de tempos de detenção total do que o reator R1;
- A utilização da malha como meio granular fixo conferiu ao reator R2 elevado índice de porosidade e o dobro do volume útil apresentado pelo reator R1;

- O reator R1 foi 700% mais pesado do que o reator R2;
- Para o tempo de sedimentação de 5 minutos ($V_s = 1,4 \text{ cm}\cdot\text{min}^{-1}$) foram obtidos os melhores resultados operacionais para a remoção de turbidez e cor aparente na operação do reator R2;
- O reator R2 apresentou melhor eficiência de remoção percentual de ferro total nos efluentes filtrados para os tempos de sedimentação de 0 e 7 minutos no decorrer do trabalho do que o reator R1;
- Os reatores R1 e R2 apresentaram eficiências similares para a remoção de manganês total para os tempos de sedimentação de 0 e 7 minutos no decorrer do trabalho;
- Para os tempos de sedimentação de 0 e 7 minutos os efluentes filtrados do reator R2 apresentaram maiores valores de remoção percentual para cor aparente do que o reator R1 no decorrer do trabalho;
- Para os tempos de sedimentação de 0 e 7 minutos os efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 apresentaram resultados similares de remoções percentuais de turbidez;
- O reator R2 apresentou maior eficiência no processo de limpeza do que o reator R1;
- O reator R2 quando submetido à taxa máxima de $200 \text{ m}^3\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{dia}^{-1}$ operou como unidade clarificadora de água, aspecto este não apresentado pelo reator R1;
- Os resultados dos estudos demonstraram que a aplicação de materiais sintéticos como meio granular fixo alternativo em floculadores hidráulicos de fluxo ascendente superou a eficiência dos meios granulares fixos constituídos por seixos rolados;

- A malha e as esferas sólidas proporcionaram ao reator R2 unidades de floculação compactas, leves, transportáveis, autolimpantes, com baixo consumo de energia e de volume de água para lavagens, viabilizando econômica e tecnicamente a sua aplicação em pequenas comunidades e realização de projetos mais eficientes.

7 RECOMENDAÇÕES

Com base nos resultados obtidos no trabalho, recomenda-se:

- a) Realizar ensaios de jarrestes em bancada para se determinar as condições ideais de coagulação e floculação da água bruta em estudo com sistema independente de dosagem de produtos químicos para aprimoramento do sistema;
- b) Realizar trabalhos de pesquisas somente com a aplicação da malha como meio granular fixo no floculadores;
- c) Realizar trabalhos submetendo os sistemas pilotos a diferentes tipos de coagulantes e águas com concentrações elevadas de turbidez e cor;
- d) Pesquisar materiais granulares fabricados com material reciclável que possam ser aplicados em floculadores;
- e) Aplicar malhas em unidades de floculação de ETA de ciclo completo para possível conversão para tratamento por filtração direta;
- f) Coletar amostras dos efluentes dos reatores após a limpeza dos mesmos;

- g) Utilizar coletor de sedimentos do tipo *piston core* ou implantar sistema de coleta de amostras dos efluentes dos reatores para se evitar a quebra dos flocos.

8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGENCIA NACIONAL DAS ÁGUAS. Secretaria de Recursos hídricos. **Plano nacional de Recursos hídricos**. Documento Base de referência. Revisão 01, Abril 2003.

AMIRTHARAJAH, A.; MILLS, K.M. **Rapid - mix design for mechanisms of alum coagulation**. Journal of the American Water Works Association. v. 76, n°. 4, p. 210-216, Apr. 1982.

AMIRTHARAJAH, A. **Some theoretical and conceptual views of filtration**. Journal of the American Water Works Association. v. 80, n°. 12, p. 36-46, 1988.

ARGAMAN, Y.; KAUFMAN, W.J. **Turbulence and flocculation**. Journal Sanitary Eng. Div. – ASCE, v. 96, n°. SA2, p. 223-241, Apr., 1970.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 6023**: informação e documentação: referências - elaboração. Rio de Janeiro, 2002, p.24.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 6024**: informação e documentação: numeração progressiva das seções de um documento escrito - apresentação. Rio de Janeiro, 2003, p.3.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 6027**: informação e documentação: sumário - apresentação. Rio de Janeiro, 2003, p.2.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 6028**: informação e documentação: resumo - apresentação. Rio de Janeiro, 2003, p.2.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 10520**: informação e documentação: apresentação de citações em documentos. Rio de Janeiro, 2002, p.7.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 12553**: geossintéticos - terminologia. Rio de Janeiro, 2003.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 14724**: informação e documentação: trabalhos acadêmicos e apresentação. Rio de Janeiro, 2005, p.13.

AWWA/APHA/WEF. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 21ed. New York: American Public Health Association, 2005.

AYOUB, G.M. A. **Model for flocculation in a gravel reactor: development and assessment**. J. Water SRT – Aqua. v. 45, n°. 2, p. 76-83, Apr. 1986.

AZEVEDO NETTO, J.M. e ALVAREZ, G.A. **Manual de hidráulica**. Editora Edgard Blücher Ltda., 7 edição revista e complementada, 1991.

BARROS NETO, B. de; SCARMINIO, I. S.; BRUNS, R. E. **Como fazer experimentos: pesquisa e desenvolvimento na ciência e na indústria**. 2 ed., Campinas – SP, Editora da UNICAMP, 2003

BRATBY, J.R.; MILLER, M.W., MARAIS, G.V.R. **Design of flocculation systems from batch test data**. Water SA, vol. 3, n°. 4, p. 173-182, 1977.

CAVICCHIA, L. R. **Análise crítica da determinação indireta da permeabilidade nos materiais granulares em função da distribuição dos vazios**. Dissertação de

Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Agrícola, Campinas, SP: [s.n.], 1986.

COMITÊ DAS BACIAS HIDROGRÁFICAS DOS RIOS PIRACICABA, CAPIVARI E JUNDIAÍ. **Plano de bacia hidrográfica 2000-2003: relatório final - fase 3**. Piracicaba: Coplaenge/FEHIDRO. 2001. 240p. Disponível em: <http://www.comitepcj.sp.gov.br/CT-EA/Diag_CT-EA.htm > Acesso em: 11.mar.2008.

CLEASBY, J. L.; FAN, K. **Predicting fluidization and expansion of filter media**. Journal of the Environmental Engineering Division, v. 107, n°. EE3, p. 455-471, Jun., 1981.

GOVERNO DO ESTADO DE SÃO PAULO, SECRETARIA DO MEIO AMBIENTE. **Decreto estadual n ° 8468 de 8 de setembro de 1976**. Disponível em <http://www.ambiente.sp.gov.br/contAmbientaLegislacaoAmbiental_dec.php#1976> Acesso em: 24.ago.2009.

MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE, CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE: **Resolução n° 357 de 17 de março de 2005**. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/port/conama/res/res05/res35705.pdf>> Acesso em: 11.nov.2007.

DALSASSO, L. R. **Estudo de diferentes materiais para floculação em meio granular, precedendo a filtração rápida descendente no tratamento de água para abastecimento**. Tese de Doutorado, Universidade Federal de Santa Catarina, Faculdade de Engenharia Sanitária e Ambiental, Florianópolis, SC: [s.n.], 2005.

DI BERNARDO, L.; PÁDUA, V.L.; DI BERNARDO, A.S.; II-003 - **Desenvolvimento de uma instalação de laboratório para a determinação da dosagem de coagulante na filtração direta**. Anais eletrônicos. IX Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental”, 9 a 14 Abril de 2000, Porto Seguro, BA, Brasil.

DI BERNARDO, L. (Coordenador). **Tratamento de água para abastecimento por filtração direta**. Rio de Janeiro: ABES, Rima, 2003, 498 p.:il. Projeto PROSAB.

DI BERNARDO, L.; DI BERNARDO, A.; CENTURIONE FILHO; P.L. **Ensaio de tratabilidade de água e dos resíduos gerados em estações de tratamento de água**. São Carlos: RIMA, 2002.

DI BERNARDO, L.; DANTAS, A.D. **Métodos e técnicas de tratamento de água**. São Carlos: RIMA, v.1, 2005. 792 p.

DI BERNARDO, L.; DANTAS, A.D. **Métodos e técnicas de tratamento de água**. São Carlos: RIMA, v. 2, 2005. 792 p.

EDWARDS, G. A; AMIRTHARAJAH, A. **Removing color caused by humic acids**. Journal of American Water Works Association, Denver, v. 77, n. 3, p.50-57, Mar., 1985.

EDZWALD, J.; BECKER, W.C.; TAMBINI, S. J. **Organics, polymers, and performance in direct filtration**. Journal of Environmental Engineering, v. 113, n°. 1, p. 167-185, Feb., 1987.

FADEL, A.A. e BAUMANN, E.R. **Tube settler modeling**. Journal of Environmental Engineering, v. 116, n°.1, p. 107-124, 1990.

FERNANDES, N. M. G. **Influência do pH de coagulação e dosagem de sulfato de alumínio na remoção de oocistos de Cryptosporidium por filtração direta descendente**. Dissertação de Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos, Universidade de Brasília, Faculdade de Tecnologia, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Distrito Federal, 2007.

FERRAZ, C. F. **Influência da redução da espessura da camada suporte na eficiência da filtração lenta com uso de mantas sintéticas não tecidas para águas**

de abastecimento. Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Civil, Campinas, SP: [s.n.], 2000.

FOX, R.W. & MCDONALD, A.T. **Introdução à mecânica dos fluidos.** Rio de Janeiro: Editora Guanabara S.A., 1988, 3ª ed.

GOVERNO DO ESTADO DE SÃO PAULO. **Nível das represas do sistema Cantareira garante abastecimento por pelo menos dois anos.** Disponível em: <<http://www.saopaulo.sp.gov.br/spnoticias/lenoticia.php?id=209256&c=5328&q=N%EDvel+das+represas+do+sistema+Cantareira+garante+abastecimento+por+pelo+menos+d+ois+anos>> Acesso em: 11.nov.2007.

HELLER, L.; PÁDUA, V. L (organizadores). **Abastecimento de água para consumo humano.** Belo Horizonte: Editora UFMG, 2006. 859p.

INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA. **Pesquisa nacional de saneamento básico 2008.** Disponível em: <http://www.ibge.gov.br/home/estatistica/populacao/condicaodevida/pnsb2008/PNSB_2008.pdf> Acesso em 11.out.2010.

INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA. **Censo demográfico 2010.** Disponível em: <<http://www.ibge.gov.br/home/estatistica/populacao/censo2010/SP2010.pdf>> Acesso em 23.nov.2010.

LIBÂNIO, M. DE PÁDUA, V.L., DI BERNARDO, L. **Análise da influência da variação dos gradientes de velocidade no desempenho das unidades de floculação.** Engenharia Sanitária e Ambiental, São Paulo, v. 2, n. 2, p. 63-69, 1997.

LIBÂNIO, M. **Fundamento de qualidade e tratamento de água.** Campinas, SP: Editora Átomo, 2008, 2ª Edição.

MCCONNACHIE, G.L.; FOLKARD, G.K.; MTAWALI, M.A.; SUTHERLAND, J.P. **Field trials of appropriate hydraulic flocculation processes**. Water Research. v. 33, n°. 6, p.1425-1434, 1999.

MANSOR, Maria T. C.; FILHO, José Teixeira; ROSTON, Denis M. **Avaliação preliminar das cargas difusas de origem rural, em uma sub-bacia do Rio Jaguari, SP**. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, v. 10, n°. 3, Campina Grande/PB, Julho/Setembro 2006.

MENDES, C. G. N. **Estudo da coagulação e floculação de águas sintéticas e naturais com turbidez e cor variáveis**. São Carlos: 1990. (Tese de Doutorado), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 1990.

PÁDUA, V.L. **Metodologia para determinação dos gradientes de velocidade médios em unidades de floculação de mistura completa com câmaras em série e escoamento contínuo a partir de ensaios em reatores estáticos**. Dissertação de mestrado. Escola de Engenharia de São Carlos-USP, 1994.

PROGRAMA DAS NAÇÕES UNIDAS PARA O DESENVOLVIMENTO. **Relatório do Desenvolvimento Humano 2006**. Disponível em: <<http://www.pnud.org.br>>. Acesso em: 15.dez.2007.

MINISTÉRIO DA SAÚDE. Portaria número 518 em 25 de abril de 2004 - **Procedimentos e responsabilidades relativos ao controle e vigilância da qualidade da água para consumo humano e seu padrão de potabilidade**. Brasil, 15p. Disponível em: <<http://dtr2001.saude.gov.br/sas/PORTARIAS/Port2004/GM/GM-518.htm>> Acesso em: 15.dez.2007.

O'MELIA, C. R., STUMM, W., **Theory of water filtration**. JAWWA, USA, v. 59, n. 11, 1393, Nov. 1967.

PORTO, R.M. **Hidráulica básica**. 3. ed. – São Carlos: EESC – USP, 2004, 540 p.:il.

RAMOS, O. R. **Desempenho de reatores hidráulicos de floculação em regime de escoamento laminar no trecho de transição**. Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Civil, Campinas, SP: [s.n.], 2000.

RICHTER, C. A. e AZEVEDO NETTO, J. M. **Tratamento de água: tecnologia atualizada**. São Paulo: Ed. Edgard Blücher, 4ª reimpressão 2002, 1991, 332p.

RICHTER, C. A.; MOREIRA, R.B. **Floculadores de pedra: experiências em filtro piloto**. Engenharia, São Paulo, n. 435, 1982.

RICHTER, C. A. **Uso de telas em estações de tratamento**. Revista DAE, v. 45, n. 143, dezembro de 1985.

RICHTER, C. A. **Sistemas de floculação acelerada**. Revista DAE, v. 46, n. 145, Junho de 1986.

SENDER, I. H. **Estudio experimental em um floculador de lecho granular**. Santiago: Departamento de Ingenieria Civil da Faculdade de Ciências Físicas e Matemáticas da Universidade do Chile, vol. 1, Memoria para optar AL titulo de Ingeniero Civil, 1981.

SENS, M.L. **Floculação em meio granular fixo e expandido**. Florianópolis: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, 1997. 67 p. Concurso do magistério superior.

SCHULZ, C.R. et al. **Evaluating buoyant coarse media flocculation**. Journal AWWA, p.51-63, august, 1994.

SNEL, H. e ARBOLEDA, J. V. **Influência de la escala de turbulência em el processo de floculacion del água**. Dipa – Separata da revista ACODAL. Bogotá, 1982.

THOMAS, D. N.; JUDD, S.J.; FAWCETT, N. **Flocculation modeling: a review**. Water Research, v. 33, nº. 7, p. 1579-1592, 1999.

TREWEEK, G. P. Optimization of flocculation time prior to direct filtration. Journal of the American Water Works Association, v. 71; n°. 2, p. 96-101, Feb. 1979.

VERTEMATTI, J.C. (coordenador). **Manual brasileiro de geossintéticos**. São Paulo: Editora Edgard Blücher, 2004.

VIANNA, M.R. **Hidráulica aplicada às estações de tratamento de água**. 3. ed. São Paulo: Imprimatur Artes Ltda., 1997.

VIEIRA, Sônia. **Introdução à bioestatística**. Rio de Janeiro: Editora Campus, 1997.

VON SPERLING, Marcos. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 2. ed., Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais; 1996, 243p.

WAGNER, E. G.; HUDSON Jr., H. E. **Low-dosage high-rate direct filtration**. Journal of the American Water Works Association, v. 74, n°. 5, p. 256-261, 1982.

WEBER, W.J. Physicochemical processes for water quality control. New York: Wiley Interscience; 1972. 640 p.

ANEXOS

**ANEXO A - RESULTADOS DAS ANÁLISES FÍSICO-QUÍMICAS DOS
EFLUENTES DOS REATORES R1 E R2**

Tabela A1 – Carreira 1: Valores obtidos a partir da leitura das amostras que foram coletadas em função do tempo de operação dos reatores de floculação R1 e R2, período de operação, pH do efluente, valores médios (coleta), máximo e mínimo de turbidez (uT) e cor (uC) da água bruta.

1ª Carreira			Taxa: 50 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹	Horas de operação: 144						Período de operação: 20 a 26 de setembro de 2007						CONTINUAÇÃO					
Data	Horário da Coleta	Reator	pH do efluente	T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		Dados água bruta					
				uT	% Rem.	uT	% Rem.	uT	% Rem.	uC	% Rem.	uC	% Rem.	uC	% Rem.	uT coleta	uT max	uT min	uC coleta	Cor máx	Cor mín
20	12h00	R1	7,0	3,9	58,5	3,5	62,8	2,8	70,2	9,6	80,8	9,1	81,8	8,6	82,8	9,4	9,7	9,0	50	50	50
		R2	7,0	2,0	78,7	2,0	78,7	1,8	80,6	6,1	87,8	6,0	88,0	5,8	88,4	9,4	9,7	9,0	50	50	50
	16h00	R1	6,9	2,6	71,6	2,2	76,5	1,9	79,2	8,8	82,4	8,6	82,9	6,8	86,3	9,1	9,7	9,0	50	50	50
		R2	6,9	1,7	81,2	1,6	82,7	1,6	82,9	4,3	91,4	4,2	91,6	4,2	91,6	9,1	9,7	9,0	50	50	50
21	12h00	R1	7,0	5,9	25,5	5,6	29,3	4,4	44,4	13,3	73,4	12,8	74,4	11,3	77,3	7,9	8,8	7,7	50	48,5	45
		R2	7,0	2,1	73,5	1,9	76,6	1,8	77,0	9,5	81,0	9,3	81,4	9,0	82,2	7,9	8,8	7,7	50	48,5	45
	16h00	R1	7,0	6,2	21,5	6,0	24,1	5,8	26,6	12,8	71,6	11,4	74,7	11,1	75,3	7,9	8,8	7,7	45	48,5	45
		R2	7,0	1,7	79,1	1,6	79,5	1,5	80,7	7,8	82,67	7,6	83,1	7,5	83,3	7,9	8,8	7,7	45	48,5	45
22	12h00	R1	7,0	3,1	64,7	2,9	67,1	2,8	68,5	16,2	64,0	15,4	65,8	13,5	70,0	8,8	9,0	7,5	45	45,4	45
		R2	6,9	1,4	83,8	1,4	84,1	1,3	85,0	10,2	77,3	10,0	77,8	8,8	80,4	8,8	9,0	7,5	45	45,4	45
	16h00	R1	6,9	2,9	63,3	2,5	67,7	2,4	68,7	14,5	67,8	13,7	69,6	11,9	73,6	7,8	9,0	7,5	45	45,4	45
		R2	7,0	1,2	84,4	1,2	84,6	1,0	87,4	9,8	78,2	9,5	79,0	8,9	80,2	7,8	9,0	7,5	45	45,4	45
23	12h00	R1	7,3	6,7	24,3	6,3	28,0	5,8	33,9	20,0	55,6	18,7	58,4	15,3	66,0	8,8	7,7	7,3	45	49,2	40
		R2	7,0	1,6	81,3	1,6	82,2	1,3	84,9	12,5	72,2	12,3	72,7	11,6	74,2	8,8	7,7	7,3	45	49,2	40
	16h00	R1	7,0	6,6	14,9	6,2	20,9	6,0	22,8	18,9	58,0	17,5	61,1	1,2	97,4	7,8	7,7	7,3	45	49,2	40,0,
		R2	7,0	1,3	83,1	1,2	84,6	1,1	85,6	11,40	74,7	11,1	75,3	10,9	75,8	7,8	7,7	7,3	45	49,2	40
24	12h00	R1	7,0	3,2	54,0	3,0	56,8	2,7	61,0	18,3	63,4	17,4	65,2	15,0	70,0	7,0	7,7	7,0	50	49	40
		R2	7,0	3,0	56,7	2,9	59,4	2,3	66,7	15,1	69,8	15,0	70,0	13,5	73,0	7,0	7,7	7,0	50	49	40
	16h00	R1	7,2	2,1	71,2	2,0	73,3	2,0	72,8	14,1	71,8	13,1	73,8	13,1	73,8	7,4	7,7	7,0	50	49	40
		R2	7,1	2,0	73,3	1,9	74,0	1,9	74,8	12,6	74,8	11,7	76,6	11,5	77,0	7,4	7,7	7,0	50	49	40

1ª Carreira			Taxa: 50 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹	Horas de operação: 144						Período de operação: 20 a 26 de setembro de 2007						(CONCLUSÃO)					
Data	Horário da Coleta	Reator	pH do efluente	T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		Dados água bruta					
				uT	% Rem.	uT	% Rem.	uT	% Rem.	uC	% Rem.	Uc	% Rem.	Uc	% Rem.	uT coleta	uT max	uT min	Uc coleta	Cor máx	Cor mín
25	12h00	R1	7,0	1,7	76,9	1,2	84,4	1,1	84,7	8,7	82,6	8,7	82,6	8,0	84,0	7,2	7,8	7,0	50	50	45
		R2	7,1	0,8	88,6	0,8	89,0	0,7	90,5	5,3	89,4	5,1	89,8	5,0	90,0	7,2	7,8	7,0	50	50	45
	16h00	R1	7,0	0,9	87,1	0,9	87,9	0,7	90,7	4,3	91,4	4,1	91,8	3,5	93,0	7,1	7,8	7,0	50	50	45
		R2	7,0	0,8	89,5	0,7	89,6	0,5	93,1	3,2	93,6	3,0	94,0	2,1	95,8	7,1	7,8	7,0	50	50	45
26	12h00	R1	7,0	4,2	37,7	4,1	42,3	3,9	41,9	21,7	51,8	21,4	52,4	19,8	56,0	6,7	7,3	6,7	45	45	45
		R2	7,0	2,1	68,2	2,2	69,7	2,1	68,7	11,5	74,4	10,9	75,8	7,3	83,8	6,7	7,3	6,7	45	45	45
	16h00	R1	6,9	3,9	43,5	3,7	50,4	3,3	51,8	19,5	56,7	19,1	57,6	18,8	58,2	6,9	7,3	6,7	45	45	45
		R2	6,9	2,0	71,4	2,0	73,6	1,9	72,0	10,7	76,2	10,5	76,7	9,8	78,2	6,9	7,3	6,7	45	45	45

Tabela A2 - Carreira 2 - Valores obtidos a partir da leitura das amostras que foram coletadas em função do tempo de operação dos reatores de floculação R1 e R2, período de operação, pH do efluente, valores médios (coleta), máximo e mínimo de turbidez (uT) e cor (uC) da água bruta.

2ª Carreira			Taxa: 75 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹		Horas de operação: 240				Período de operação: 27 a 30 de setembro e de 01 a 07 de outubro de 2007 (CONTINUAÇÃO)												
Data	Horário da Coleta	Reator	pH do efluente	T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		Dados água bruta					
				uT	% Rem.	uT	% Rem.	uT	% Rem.	uC	% Rem.	uC	% Rem.	uC	% Rem.	uT coleta	uT max	uT min	uC coleta	Cor máx	Cor mín
27	12h00	R1	7,0	0,7	90,3	0,7	90,4	0,6	90,9	2,3	94,9	2,1	95,3	1,9	95,8	6,8	7,2	6,8	45	45	45
		R2	7,0	0,4	93,7	0,4	94,3	0,4	94,4	1,5	96,7	1,5	96,7	1,4	96,9	6,8	7,2	6,8	45	45	45
	16h00	R1	6,9	1,1	84,6	0,8	88,1	0,8	88,6	4,2	90,7	3,7	91,8	3,2	92,9	7,0	7,2	6,8	45	45	45
		R2	6,9	0,8	88,6	0,6	91,7	0,5	92,6	2,3	94,9	1,9	95,8	1,7	96,2	7,0	7,2	6,8	45	45	45
28	12h00	R1	7,0	0,7	90,2	0,5	92,3	0,4	93,9	2,6	94,2	2,5	94,4	2,4	94,7	6,7	7,2	6,7	45	45	30
		R2	7,0	0,5	92,0	0,4	93,7	0,3	95,1	1,0	97,8	0,6	98,7	0,6	98,7	6,7	7,2	6,7	45	45	30
	16h00	R1	6,9	0,6	91,1	0,4	93,6	0,4	93,9	2,4	94,0	2,4	94,0	2,2	94,5	6,8	7,2	6,7	40	45	30
		R2	6,9	0,4	94,4	0,3	95,0	0,3	95,4	1,5	96,3	1,1	97,3	1,2	97,0	6,8	7,2	6,7	40	45	30
29	12h00	R1	7,0	0,7	89,1	0,7	89,6	0,54	92,0	3,0	92,5	2,8	93,0	2,6	93,6	6,5	7,0	6,4	40	45	35
		R2	7,0	0,5	92,0	0,5	92,2	0,38	94,2	1,2	97,0	0,8	98,0	0,7	98,3	6,5	7,0	6,4	40	45	35
	16h00	R1	7,0	0,7	89,5	0,6	91,3	0,51	92,2	2,4	94,0	2,2	94,6	2,1	94,8	6,7	7,0	6,4	40	45	35
		R2	7,0	0,6	90,5	0,6	91,4	0,45	93,2	1,5	96,3	1,4	96,5	1,2	97,0	6,7	7,0	6,4	40	45	35
30	8h00	R1	6,9	0,9	86,6	0,8	87,9	0,6	90,8	2,1	94,8	2,0	95,0	1,8	95,5	6,5	6,7	6,3	40	40	40
		R2	6,9	0,7	89,5	0,7	89,8	0,6	91,0	1,1	97,3	1,0	97,5	0,9	97,8	6,5	6,7	6,3	40	40	40
	14h00	R1	7,0	0,9	85,8	0,9	85,9	0,7	88,6	2,3	94,3	2,1	94,8	2,0	95,0	6,4	6,7	6,3	40	40	40
		R2	7,0	0,6	91,3	0,5	92,2	0,4	93,1	0,8	98,0	0,7	98,3	0,7	98,3	6,4	6,7	6,3	40	40	40
01	12h00	R1	7,0	0,9	86,2	0,9	86,5	0,9	86,9	3,2	92,0	2,9	93,0	2,7	93,3	6,8	7,2	6,4	40	45	40
		R2	7,0	0,7	89,4	0,7	89,9	0,6	90,6	2,4	94,0	2,1	95,0	2,1	95,0	6,8	7,2	6,4	40	45	40
	16h00	R1	7,0	1,0	85,2	1,0	85,7	0,7	89,2	2,9	92,8	2,7	93,3	2,5	94,0	6,8	7,2	6,4	40	45	40
		R2	7,0	0,7	90,4	0,6	90,7	0,5	92,1	2,2	94,5	2,1	95,0	2,0	96,0	6,8	7,2	6,4	40	45	40

2ª Carreira			Taxa: 75 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹	Horas de operação: 240						Período de operação: 27 a 30 de setembro e de 01 a 07 de outubro de 2007 (CONCLUSÃO)											
Data	Horário da Coleta	Reator	pH do efluente	T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		Dados água bruta					
				uT	% Rem.	uT	% Rem.	uT	% Rem.	uC	% Rem.	Uc	% Rem.	Uc	% Rem.	uT coleta	uT max	uT min	Uc coleta	Cor máx	Cor mín
02	12h00	R1	6,9	0,8	87,2	0,8	87,8	0,6	90,4	4,8	52,0	2,8	72,0	2,5	75,0	6,5	7,1	6,3	10	40	35
		R2	6,9	0,7	89,6	0,6	90,7	0,6	91,6	4,7	53,0	3,2	68,0	2,6	74,0	6,5	7,1	6,3	10	40	35
	16h00	R1	7,0	0,4	93,9	0,3	95,1	0,3	95,6	3,4	91,5	2,1	94,8	1,9	95,3	6,6	7,1	6,3	40	40	35
		R2	7,0	0,6	91,2	0,5	91,9	0,5	92,4	4,5	88,8	3,5	91,3	3,2	92,0	6,6	7,1	6,3	40	40	35
03	12h00	R1	7,0	0,8	88,7	0,8	89,0	0,7	90,4	2,6	94,2	2,1	95,3	1,7	96,2	6,9	7,0	6,5	45	45	35
		R2	7,0	0,7	90,4	0,6	91,5	0,5	92,3	2,7	94,0	2,6	94,2	2,3	94,9	6,9	7,0	6,5	45	45	35
	16h00	R1	6,9	1,0	85,7	1,0	85,2	0,9	86,6	2,6	94,3	2,5	94,6	2,4	94,7	6,6	7,0	6,5	45	45	35
		R2	6,9	0,8	88,5	0,7	89,1	0,7	89,7	2,4	94,8	2,3	94,9	2,2	95,1	6,6	7,0	6,5	45	45	35
04	12h00	R1	7,0	0,9	87,2	0,8	87,7	0,7	89,6	3,1	92,3	3,0	92,5	2,9	92,9	6,8	7,1	6,6	40	40	40
		R2	7,0	0,5	92,2	0,5	92,7	0,5	93,0	2,5	93,8	2,4	94,0	2,2	94,5	6,8	7,1	6,6	40	40	40
	16h00	R1	7,0	1,1	84,0	1,0	85,5	1,0	86,2	2,7	93,3	2,6	93,5	2,4	94,0	6,9	7,1	6,6	40	40	40
		R2	7,0	0,7	90,6	0,6	91,6	0,5	92,6	2,1	94,8	2,0	95,0	1,9	95,3	6,9	7,1	6,6	40	40	40
05	12h00	R1	7,1	2,0	69,8	2,0	69,8	2,0	70,3	8,9	77,8	7,8	80,5	7,5	81,3	6,8	7,6	6,7	40	40	40
		R2	7,1	0,8	88,9	0,7	89,1	0,7	89,5	3,7	90,8	2,7	93,3	1,6	96,0	6,8	7,6	6,7	40	40	40
	16h00	R1	7,0	2,2	68,2	2,0	72,9	1,6	75,9	9,1	77,3	8,8	78,0	7,5	81,3	7,3	7,6	6,7	40	40	40
		R2	7,0	0,8	88,7	0,8	89,0	0,8	89,7	3,5	91,3	3,1	92,3	3,0	92,5	7,3	7,6	6,7	40	40	40
06	12h00	R1	7,0	1,0	83,4	1,0	83,7	0,9	85,0	3,9	90,3	3,6	91,0	3,6	91,0	6,3	7,7	6,6	40	40	40
		R2	7,0	0,8	87,8	0,8	87,8	0,7	88,5	2,3	94,3	2,3	94,3	2,2	94,5	6,3	7,7	6,6	40	40	40
	16h00	R1	7,0	0,9	85,9	0,9	86,2	0,9	86,2	4,5	88,8	3,9	90,3	3,8	90,5	6,2	7,7	6,6	40	40	40
		R2	7,0	0,8	87,6	0,8	87,8	0,8	87,8	3,4	91,5	2,9	92,8	2,6	93,5	6,2	7,7	6,6	40	40	40
07	12h00	R1	7,1	0,5	92,0	0,4	93,0	0,4	93,0	2,7	93,3	2,4	94,0	2,1	94,8	6,1	9,0	6,1	40	40	40
		R2	7,0	0,2	96,2	0,2	97,1	0,2	97,1	1,8	95,5	1,7	95,8	1,7	95,8	6,1	9,0	6,1	40	40	40
	16h00	R1	6,9	0,5	91,7	0,5	92,5	0,4	93,1	3,0	92,5	2,9	92,8	2,4	94,0	6,4	9,0	6,1	40	40	40
		R2	6,9	0,3	95,9	0,2	96,7	0,2	97,3	1,7	95,8	1,6	96,0	1,5	96,3	6,4	9,0	6,1	40	40	40

Tabela A3 – Carreira 3: Valores obtidos a partir da leitura das amostras que foram coletadas em função do tempo de operação dos reatores de floculação R1 e R2, período de operação, pH do efluente, valores médios (coleta), máximo e mínimo de turbidez (uT) e cor (uC) da água bruta.

3ª Carreira			Taxa: 100 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹	Horas de operação: 120						Período de operação: 11 a 16 de outubro de 2007.											
Data	Horário da Coleta	Reator	pH do efluente	T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		Dados água bruta					
				uT	% Rem.	uT	% Rem.	uT	% Rem.	uC	% Rem.	uC	% Rem.	uC	% Rem.	uT coleta	uT max	uT min	uC coleta	Cor máx	Cor mín
11	12h00	R1	7,0	1,9	70,4	1,9	70,7	1,8	72,3	8,2	79,5	6,8	83,0	6,8	83,0	6,4	7,4	5,8	40	40	30
		R2	7,0	1,8	72,4	1,7	73,2	1,7	73,4	7,1	82,3	5,4	86,5	4,9	87,8	6,4	7,4	5,8	40	40	30
	16h00	R1	6,9	2,0	69,0	2,0	69,5	1,9	70,4	7,8	74,0	6,5	78,3	6,3	79,0	6,5	7,4	5,8	30	40	30
		R2	6,9	1,7	74,6	1,6	74,9	1,6	75,2	5,5	81,7	5,3	82,3	5,1	83,0	6,5	7,4	5,8	30	40	30
12	12h00	R1	7,0	1,9	70,0	1,7	72,8	1,6	74,3	8,0	80,0	7,9	80,3	7,2	82,0	6,3	6,8	6,2	40	40	40
		R2	6,9	1,2	80,7	1,1	82,0	1,1	82,0	5,5	86,3	5,2	87,0	5,1	87,3	6,3	6,8	6,2	40	40	40
	16h00	R1	7,0	2,1	66,0	1,9	68,8	1,9	68,9	9,6	76,0	9,3	76,8	8,8	78,0	6,2	6,8	6,2	40	40	40
		R2	7,0	1,1	82,0	1,1	82,1	1,1	82,1	5,6	86,0	5,5	86,3	5,3	86,8	6,2	6,8	6,2	40	40	40
13	12h00	R1	7,1	2,0	69,6	1,8	72,9	1,5	76,5	9,8	72,0	9,7	72,3	9,7	75,8	6,5	6,7	5,4	35	40	35
		R2	7,1	1,2	82,0	1,2	82,4	1,2	82,4	5,8	83,4	5,4	84,6	5,7	83,7	6,5	6,7	5,4	35	40	35
	16h00	R1	7,1	2,1	66,1	2,2	64,1	1,9	68,8	14,3	59,1	11,8	66,3	10,9	68,9	6,1	6,7	5,4	35	40	35
		R2	7,1	1,1	82,4	1,1	82,9	1,0	83,2	6,3	82,0	5,9	83,1	5,1	85,4	6,1	6,7	5,4	35	40	35
14	12h00	R1	7,0	2,2	60,7	1,9	65,7	1,6	70,9	11,2	62,7	10,8	64,0	10,3	65,7	5,6	5,7	5,2	30	35	30
		R2	7,0	0,9	84,2	0,9	84,6	0,8	85,8	4,7	84,3	4,3	85,7	4,1	86,3	5,6	5,7	5,2	30	35	30
	16h00	R1	6,9	3,1	44,6	2,9	48,4	2,1	62,0	10,4	65,3	10,1	66,3	9,4	68,7	5,6	5,7	5,2	30	35	30
		R2	7,0	0,7	87,3	0,7	87,7	0,6	89,3	3,8	87,3	3,6	88,0	3,1	89,7	5,6	5,7	5,2	30	35	30
15	12h00	R1	7,1	2,4	56,2	2,4	57,0	2,2	59,7	16,4	45,3	9,9	67,0	9,7	98,2	5,5	6,2	5,4	30	35	30
		R2	7,1	0,4	93,0	0,3	94,0	0,3	94,5	2,3	92,3	2,1	93,0	1,8	99,7	5,5	6,2	5,4	30	35	30
	16h00	R1	7,0	2,2	62,0	2,1	63,1	1,9	67,8	18,3	39,0	14,2	52,7	10,1	56,1	5,7	6,2	5,4	30	35	30
		R2	7,1	0,3	94,4	0,3	95,1	0,3	95,3	2,2	92,7	2,0	93,3	1,9	91,7	5,7	6,2	5,4	30	35	30

3 ^o Carreira			Taxa: 100 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹			Horas de operação: 120				Período de operação: 11 a 16 de outubro de 2007. (continuação)											
Data	Horário da Coleta	Reator	pH do efluente	T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		Dados água bruta					
				uT	% Rem.	uT	% Rem.	uT	% Rem.	uC	% Rem.	Uc	% Rem.	Uc	% Rem.	uT coleta	uT max	uT min	Uc coleta	Cor máx	Cor Mín
16	12h00	R1	6,9	4,5	19,1	3,9	30,0	3,5	36,5	22,7	24,3	19,8	34,0	19,3	35,7	5,5	6,1	5,7	30	35	30
		R2	7,0	0,9	84,0	0,9	84,0	0,7	87,5	6,1	79,7	6,1	79,7	4,6	84,7	5,5	6,1	5,7	30	35	30
	16h00	R1	6,8	1,6	69,7	1,5	72,5	1,4	73,8	10,4	65,3	9,7	67,7	7,8	74,0	5,4	6,1	5,7	30	35	30
		R2	6,9	0,4	91,9	0,4	92,2	0,4	92,4	4,0	86,7	3,5	88,3	3,4	88,7	5,4	6,1	5,7	30	35	30

Tabela A4 – Carreira 4: Valores obtidos a partir da leitura das amostras que foram coletadas em função do tempo de operação dos reatores de floculação R1 e R2, período de operação, pH do efluente, e valores médios (coleta), máximo e mínimo de turbidez (uT) e cor (uC) da água bruta.

4 ° Carreira			Taxa: 150 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹			Horas de operação: 72				Período de operação: 17 a 20 de outubro de 2007.											
Data	Horário da Coleta	Reator	pH do efluente	T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		Dados água bruta					
				uT	% Rem.	uT	% Rem.	uT	% Rem.	uC	% Rem.	Uc	% Rem.	Uc	% Rem.	uT coleta	uT max	uT min	Uc coleta	Cor máx	Cor mín
17	12h00	R1	6,7	3,3	46,9	3,0	52,5	2,8	56,1	19,0	45,7	17,5	50,0	15,5	55,7	6,3	7,7	5,9	35	35	35
		R2	7,0	0,6	90,5	0,5	92,2	0,5	92,4	4,4	87,4	4,2	88,0	3,7	89,4	6,3	7,7	5,9	35	35	35
	16h00	R1	6,8	3,7	39,5	3,6	41,2	3,0	51,1	18,6	46,9	17,2	50,9	17,1	51,1	6,1	7,7	5,9	35	35	35
		R2	6,9	0,5	92,2	0,5	92,4	0,4	92,9	3,9	88,9	3,2	90,9	3,1	91,1	6,1	7,7	5,9	35	35	35
18	12h00	R1	6,9	2,0	65,3	1,9	67,0	1,7	69,5	9,7	72,3	7,9	77,4	7,8	77,7	5,7	6,3	5,3	35	40	35
		R2	6,9	0,9	84,6	0,5	91,2	0,4	92,8	1,8	94,9	1,5	95,7	1,4	96,0	5,7	6,3	5,3	35	40	35
	16h00	R1	6,9	4,2	22,2	3,9	27,0	3,6	33,5	24,1	39,8	22,3	44,3	17,9	55,3	5,4	6,3	5,3	40	40	35
		R2	6,9	1,5	72,0	1,5	72,2	1,4	73,7	8,1	79,8	7,1	82,3	6,4	84,0	5,4	6,3	5,3	40	40	35
19	12h00	R1	6,9	3,0	45,0	2,8	47,9	2,6	51,7	16,6	52,6	15,1	56,9	14,1	59,7	5,5	6,0	5,4	35	40	30
		R2	6,9	0,9	83,1	0,9	83,3	0,9	84,4	4,6	86,9	4,4	87,4	4,1	88,3	5,5	6,0	5,4	35	40	30
	16h00	R1	6,8	2,5	56,7	2,4	59,1	2,0	65,0	13,3	55,7	10,3	65,7	8,8	70,7	5,8	6,0	5,4	30	40	30
		R2	6,9	0,9	85,2	0,8	85,7	0,8	85,9	4,5	85,0	4,3	85,7	4,2	86,0	5,8	6,0	5,4	30	40	30
20	12h00	R1	6,8	2,6	54,5	2,5	57,1	2,3	60,4	13,0	62,9	12,8	63,4	12,0	65,7	5,8	7,0	5,4	35	40	35
		R2	6,8	1,3	78,4	1,2	78,6	1,2	78,7	6,0	82,9	5,7	83,7	5,3	84,9	5,8	7,0	5,4	35	40	35
	16h00	R1	6,9	2,7	50,4	2,6	52,0	2,5	53,2	12,7	68,3	12,3	69,3	11,8	70,5	5,4	7,0	5,4	40	40	35
		R2	6,9	1,3	75,4	1,2	77,2	1,2	78,0	7,1	82,3	5,8	85,5	5,8	85,5	5,4	7,0	5,4	40	40	35

Tabela A5 – Carreira 5: Valores obtidos a partir da leitura das amostras que foram coletadas em função do tempo de operação dos reatores de floculação R1 e R2, período de operação, pH do efluente, valores médios (coleta), máximo e mínimo de turbidez (uT) e cor (uC) da água bruta.

5ª Carreira			Taxa: 180 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹				Horas de operação: 72				Período de operação: 21 a 24 de outubro de 2007.										
Data	Horário da Coleta	Reator	pH do efluente	T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		Dados água bruta					
				uT	% Rem.	uT	% Rem.	uT	% Rem.	uC	% Rem.	uC	% Rem.	uC	% Rem.	uT coleta	uT max	uT min	uC coleta	Cor máx	Cor mín
21	12h00	R1	6,9	1,5	73,1	1,5	74,3	1,3	76,6	7,2	82,0	6,8	83,0	4,5	88,8	5,7	6,8	5,5	40	40	35
		R2	6,9	0,9	83,5	0,9	84,6	0,9	84,8	5,9	85,3	5,1	87,3	2,0	95,0	5,7	6,8	5,5	40	40	35
	16h00	R1	6,9	3,0	46,8	3,0	47,3	2,7	52,9	13,3	66,8	12,8	68,0	12,2	69,5	5,7	6,8	5,5	40	40	35
		R2	6,9	1,3	77,6	1,2	78,3	1,2	79,3	5,2	87,0	5,1	87,3	4,4	89,0	5,7	6,8	5,5	40	40	35
22	12h00	R1	7,1	2,6	54,5	2,4	59,3	2,3	60,2	13,1	67,3	11,2	72,0	9,3	76,8	5,8	6,1	5,6	40	40	35
		R2	7,1	1,7	71,3	1,7	71,5	1,6	73,2	9,1	77,3	7,7	80,8	7,4	81,5	5,8	6,1	5,6	40	40	35
	16h00	R1	7,0	3,0	47,7	3,0	48,8	2,4	58,0	15,2	62,0	13,8	65,5	12,1	69,8	5,8	6,1	5,6	40	40	35
		R2	7,0	1,4	75,4	1,4	75,5	1,4	76,6	8,9	77,8	7,6	81,0	7,3	81,8	5,8	6,1	5,6	40	40	35
23	12h00	R1	7,1	2,5	57,3	2,2	62,4	2,0	66,2	16,4	59,0	12,9	67,8	11,1	72,3	5,9	5,9	5,7	40	40	40
		R2	7,1	1,6	73,2	1,3	77,1	1,3	77,3	8,7	78,3	6,0	85,0	5,8	85,5	5,9	5,9	5,7	40	40	40
	16h00	R1	7,0	2,6	55,2	2,6	55,5	2,5	56,7	14,6	63,5	14,0	65,0	13,8	65,5	5,8	5,9	5,7	40	40	40
		R2	7,0	1,7	71,0	1,6	72,9	1,5	73,5	10,1	74,8	8,4	79,0	7,8	80,5	5,8	5,9	5,7	40	40	40
24	12h00	R1	7,1	3,5	37,9	3,5	39,1	3,4	40,2	15,5	61,3	15,2	62,0	15,0	62,5	5,7	6,1	5,4	40	40	40
		R2	7,1	1,4	75,8	1,3	77,5	1,2	79,0	6,6	83,5	5,9	85,3	4,9	87,8	5,7	6,1	5,4	40	40	40
	16h00	R1	6,9	3,4	41,4	3,1	45,8	2,5	56,2	16,7	58,3	15,8	60,5	15,1	62,3	5,8	6,1	5,4	40	40	40
		R2	6,8	2,1	63,4	1,9	67,1	1,9	67,2	9,0	77,5	7,5	81,3	6,9	82,8	5,8	6,1	5,4	40	40	40

Tabela A6 – Carreira 6: Valores obtidos a partir da leitura das amostras que foram coletadas em função do tempo de operação dos reatores de floculação R1 e R2, período de operação, pH do efluente, valores médios (coleta), máximo e mínimo de turbidez (uT) e cor (uC) da água bruta.

6ª Carreira			Taxa: 200 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹	Horas de operação:72						Período de operação: 27 a 30 de outubro de 2007.											
Data	Horário da Coleta	Reator	pH do efluente	T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		Dados água bruta					
				uT	% Rem.	uT	% Rem.	uT	% Rem.	uC	% Rem.	uC	% Rem.	uC	% Rem.	uT coleta	uT max	uT min	uC coleta	Cor máx	Cor mín
27	12h00	R1	6,9	8,6	17,3	7,2	31,0	7,1	31,4	38,8	35,3	34,3	42,8	28,8	52,0	10,4	17,4	13,7	60	90	75
		R2	6,8	2,8	73,4	2,7	73,8	2,7	74,4	12,1	79,8	11,2	81,3	10,8	82,0	10,4	17,4	13,7	60	90	75
	16h00	R1	6,8	8,7	9,9	8,6	10,6	7,7	20,3	37,8	41,9	37,1	42,9	36,3	44,2	9,6	17,4	13,7	65	90	75
		R2	6,8	2,6	72,7	2,5	73,5	2,4	75,4	9,7	85,1	9,1	86,0	9,0	86,2	9,6	17,4	13,7	65	90	75
28	12h00	R1	6,9	9,6	6,1	9,3	8,5	8,7	14,3	46,1	23,2	46,0	23,3	4,3	92,9	10,2	11,6	9,6	60	75	60
		R2	7,0	4,6	55,2	4,4	57,1	4,3	57,6	23,6	60,7	22,7	62,2	22,4	62,7	10,2	11,6	9,6	60	75	60
	16h00	R1	7,0	8,8	15,7	8,3	20,3	7,3	30,2	50,1	16,5	48,4	19,3	40,1	33,2	10,4	11,6	9,6	60	75	60
		R2	7,0	3,8	63,2	3,7	64,5	3,5	66,1	17,5	70,8	18,1	69,8	17,6	70,7	10,4	11,6	9,6	60	75	60
29	12h00	R1	6,9	5,9	34,9	5,7	36,9	4,9	46,4	45,2	30,5	43,7	32,8	30,8	52,6	9,1	11,2	8,1	65	75	60
		R2	6,9	2,3	74,3	2,2	75,9	2,0	78,1	12,8	80,3	11,7	82,0	11,0	83,1	9,1	11,2	8,1	65	75	60
	16h00	R1	7,0	6,3	28,4	5,7	34,9	4,6	47,4	40,5	42,1	38,6	44,9	31,8	54,6	8,8	11,2	8,1	70	75	60
		R2	7,0	2,3	74,0	2,2	74,8	2,0	76,8	13,8	80,3	13,4	80,9	11,7	83,3	8,8	11,2	8,1	70	75	60
30	12h00	R1	7,0	7,0	17,6	5,4	36,6	4,9	42,0	45,1	24,8	34,3	42,8	30,6	49,0	8,5	9,2	7,9	60	70	60
		R2	6,9	3,5	59,0	3,2	62,3	3,1	64,0	22,1	63,2	18,7	68,8	17,3	71,2	8,5	9,2	7,9	60	70	60
	16h00	R1	6,9	7,4	15,5	6,4	27,4	6,0	31,8	47,7	31,9	49,2	29,7	32,7	53,3	8,8	9,2	7,9	70	70	60
		R2	6,9	5,4	38,3	5,2	40,7	4,4	50,5	35,2	49,7	33,5	52,1	30,4	56,6	8,8	9,2	7,9	70	70	60

Tabela A7 – Carreira 7: Valores obtidos a partir da leitura das amostras que foram coletadas em função do tempo de operação dos reatores de floculação R1 e R2, período de operação, pH do efluente, valores médios (coleta), máximo e mínimo de turbidez (uT) e cor (uC) da água bruta.

7 ° Carreira			Taxa: 250 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹	Horas de operação: 96						Período de operação: 31 de outubro a 04 de novembro de 2007.											
Data	Horário da Coleta	Reator	pH do efluente	T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		Dados água bruta					
				uT	% Rem.	uT	% Rem.	uT	% Rem.	uC	% Rem.	uC	% Rem.	uC	% Rem.	uT coleta	uT max	uT min	uC coleta	Cor máx	Cor mín
31	12h00	R1	6,9	4,4	49,8	4,2	52,0	3,7	57,7	30,7	52,8	28,6	56,0	27,9	57,1	8,7	9,3	8,3	65	70	60
		R2	6,9	2,4	72,6	2,2	74,4	2,2	74,6	14,7	77,4	14,7	77,4	14,6	77,5	8,7	9,3	8,3	65	70	60
	16h00	R1	7,0	3,4	62,9	3,2	65,5	3,0	67,0	32,6	45,7	30,2	49,8	25,9	56,8	9,1	9,3	8,3	60	70	60
		R2	7,0	2,2	76,1	2,0	77,7	1,9	79,3	15,3	74,5	15,1	74,8	14,4	76,0	9,1	9,3	8,3	60	70	60
01	12h00	R1	6,9	6,5	30,7	6,1	34,7	4,7	49,9	42,7	55,1	42,1	55,7	38,5	59,5	9,3	10,1	8,8	95	100	60
		R2	6,9	3,6	61,6	3,3	64,8	3,0	67,8	25,4	73,3	21,8	77,1	19,4	79,6	9,3	10,1	8,8	95	100	60
	16h00	R1	6,8	7,5	25,0	5,3	46,8	5,0	49,7	48,4	49,1	38,8	59,2	35,8	62,3	9,9	10,1	8,8	95	100	60
		R2	6,9	3,0	69,5	2,6	73,8	2,5	74,9	19,3	79,7	17,1	82,0	14,7	84,5	9,9	10,1	8,8	95	100	60
02	12h00	R1	7,2	5,8	43,4	5,1	50,1	3,8	62,9	51,3	35,9	50,1	37,4	32,4	59,5	10,3	14,2	9,6	80	80	70
		R2	7,3	4,2	59,0	4,1	59,8	3,2	68,8	23,4	70,8	22,3	72,1	18,1	77,4	10,3	14,2	9,6	80	80	70
	16h00	R1	7,2	7,2	32,7	7,2	33,1	6,9	35,5	55,5	33,2	54,8	31,5	36,1	54,9	10,7	14,2	9,6	80	80	70
		R2	7,2	5,2	51,8	5,0	53,0	4,9	54,0	28,3	64,6	25,1	68,6	17,3	78,4	10,7	14,2	9,6	80	80	70
03	12h00	R1	6,9	27,5	69,1	17,4	80,5	10,4	88,4	98,4	38,5	71,1	55,6	30,7	80,8	89,0	116,0	14,5	160	275	70
		R2	6,9	10,7	88,0	9,8	89,0	7,7	91,4	32,8	79,5	24,6	84,6	21,8	86,4	89,0	116,0	14,5	160	275	70
	16h00	R1	6,6	75,5	34,9	69,8	39,8	45,1	61,1	164,9	36,6	90,0	65,4	49,7	80,9	116,0	116,0	14,5	260	275	70
		R2	6,7	27,6	76,2	19,1	83,5	9,4	91,9	66,2	74,5	50,5	80,6	34,1	86,9	116,0	116,0	14,5	260	275	70
04	12h00	R1	6,9	30,1	60,0	19,3	74,3	12,2	83,8	95,0	62,0	70,0	72,0	31,2	87,5	75,2	103,0	68,9	250	280	250
		R2	6,9	9,5	87,4	9,3	87,6	7,1	90,6	36,6	85,4	32,5	87,0	19,5	92,2	75,2	103,0	68,9	250	280	250
	16h00	R1	6,0	28,3	66,0	21,2	74,5	16,4	80,3	88,0	64,8	72,3	71,1	29,8	88,1	83,2	103,0	68,9	250	280	250
		R2	5,9	11,1	86,7	9,7	88,3	7,6	90,9	32,4	87,0	30,2	87,9	18,9	92,4	83,2	103,0	68,9	250	280	250

Tabela A8 – Carreira 8: Valores obtidos a partir da leitura das amostras que foram coletadas em função do tempo de operação dos reatores de floculação R1 e R2, período de operação, pH do efluente, valores médios (coleta), máximo e mínimo de turbidez (uT) e cor (uC) da água bruta.

8 º Carreira			Taxa: 250 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹			Horas de operação: 72				Período de operação: 05 a 08 de novembro de 2007.											
Data	Horário da Coleta	Reator	pH do efluente	T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		Dados água bruta					
				uT	% Rem.	uT	% Rem.	uT	% Rem.	uC	% Rem.	uC	% Rem.	uC	% Rem.	uT coleta	uT max	uT min	uC coleta	Cor máx	Cor mín
05	12h00	R1	4,9	23,2	86,0	18,2	89,0	9,7	94,2	78,8	68,5	56,2	77,5	29,9	88,0	166,0	180,0	79,3	250	600	250
		R2	4,9	21,7	86,9	16,8	89,9	9,2	94,5	72,3	71,1	55,5	77,8	27,8	88,9	166,0	180,0	79,3	250	600	250
	16h00	R1	4,7	23,2	86,8	18,2	89,7	9,7	94,5	43,5	90,3	41,8	90,7	35,4	92,1	176,0	180,0	79,3	450	600	250
		R2	4,8	6,7	96,2	6,4	96,4	6,4	96,4	24,1	94,6	22,5	95,0	21,3	95,3	176,0	180,0	79,3	450	600	250
	18h00	R1	4,6	18,1	72,3	11,6	82,3	9,3	85,9	91,9	73,7	53,4	84,7	36,0	89,7	65,4	138,6	47,4	350	450	335
		R2	4,7	14,6	77,7	11,0	83,2	8,2	87,5	63,2	81,9	45,9	86,9	23,1	93,4	65,4	138,6	47,4	350	450	335
06	12h00	R1	5,2	16,6	70,3	7,4	86,8	7,1	87,3	64,5	74,2	47,8	80,9	34,1	86,4	55,8	138,6	47,4	250	450	335
		R2	5,3	8,4	85,0	6,4	88,6	6,0	89,2	60,1	76,0	29,2	88,3	23,1	90,8	55,8	138,6	47,4	250	450	335
	16h00	R1	5,5	36,0	31,2	22,0	57,9	10,8	79,4	117,4	53,0	78,5	68,6	43,1	82,8	52,3	138,6	47,4	250	450	335
		R2	5,5	34,9	33,3	19,6	62,5	9,2	82,3	116,5	53,4	51,0	79,6	32,5	87,0	52,3	138,6	47,4	250	450	335
07	12h00	R1	6,2	23,4	37,6	15,6	58,4	8,3	78,0	113,0	49,8	72,0	68,0	37,5	83,3	37,5	43,4	29,2	225	225	160
		R2	6,4	20,9	44,3	14,3	61,9	7,1	81,2	80,2	64,4	61,5	72,7	29,7	86,8	37,5	43,4	29,2	225	225	160
	16h00	R1	6,5	36,6	-7,7	32,8	3,5	10,2	69,9	196,5	-22,8	71,8	55,1	51,4	67,9	34,0	43,4	29,2	160	225	160
		R2	6,5	26,5	22,1	18,6	45,3	5,4	84,1	134,3	16,1	46,5	70,9	27,4	82,9	34,0	43,4	29,2	160	225	160
08	12h00	R1	6,5	24,2	2,4	14,6	41,1	10,4	58,1	94,6	36,9	75,1	49,9	51,2	65,9	24,8	28,5	21,9	150	160	110
		R2	6,7	17,2	30,7	11,0	55,7	7,4	70,4	80,2	46,5	61,5	59,0	29,7	80,2	24,8	28,5	21,9	150	160	110
	16h00	R1	6,3	19,8	14,7	11,0	52,6	7,2	69,1	109,3	0,6	67,0	39,1	40,2	63,5	23,2	28,5	21,9	110	160	110
		R2	6,3	16,6	28,5	11,5	50,4	8,9	61,7	91,6	16,7	62,0	43,6	39,3	64,3	23,2	28,5	21,9	110	160	110

Tabela A9 – Carreira 9: Valores obtidos a partir da leitura das amostras que foram coletadas em função do tempo de operação dos reatores de floculação R1 e R2, período de operação, pH do efluente, valores médios (coleta), máximo e mínimo de turbidez (uT) e cor (uC) da água bruta.

9 º Carreira			Taxa: 300 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹	Horas de operação: 72						Período de operação: 11 a 14 de novembro de 2007.											
Data	Horário da Coleta	Reator	pH do efluente	T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		Dados água bruta					
				uT	% Rem.	uT	% Rem.	uT	% Rem.	uC	% Rem.	uC	% Rem.	uC	% Rem.	uC	% Rem.	uT coleta	uT max	uT min	uC coleta
11	12h00	R1	6,7	31,8	32,6	21,8	53,8	13,5	71,4	154,4	22,8	99,1	50,5	69,1	65,5	47,2	47,2	39,3	200	200	200
		R2	6,7	11,6	75,4	11,2	76,3	10,6	77,6	54,4	72,8	50,7	74,7	46,9	76,6	47,2	47,2	39,3	200	200	200
	16h00	R1	6,7	30,9	33,6	14,4	69,0	11,2	75,9	168,7	15,7	71,3	64,4	53,0	73,5	46,5	47,2	39,3	200	200	200
		R2	6,8	13,3	71,4	10,8	76,9	9,0	80,8	57,1	71,5	56,6	71,7	47,1	76,5	46,5	47,2	39,3	200	200	200
12	12h00	R1	6,3	43,2	58,9	23,6	77,6	18,4	82,5	186,7	61,5	102,3	78,9	36,4	92,5	105,1	118,0	62,7	485	480	300
		R2	6,3	28,2	73,2	15,4	85,4	9,0	91,5	125,2	74,2	62,6	87,1	32,6	93,3	105,1	118,0	62,7	485	480	300
	16h00	R1	6,8	32,3	69,7	18,6	82,5	11,8	88,9	224,4	55,1	76,7	84,7	58,1	88,4	106,5	118,0	62,7	500	480	300
		R2	6,8	30,7	71,2	17,4	83,7	12,2	88,5	136,3	72,7	59,7	88,1	53,6	89,3	106,5	118,0	62,7	500	480	300
13	12h00	R1	6,9	44,2	35,0	18,7	72,5	10,6	84,5	178,4	49,0	56,2	83,9	43,3	87,6	68,0	105,2	41,6	350	450	220
		R2	6,8	21,2	68,8	15,8	76,8	6,5	90,4	86,3	75,3	53,5	84,7	38,7	88,9	68,0	105,2	41,6	350	450	220
14	16h00	R1	6,7	24,5	0,2	21,0	14,5	9,6	61,0	132,0	2,2	81,1	39,9	48,2	64,3	24,6	28,3	20,9	135	135	135
	12h00	R2	6,8	20,8	15,3	15,8	35,7	5,6	77,2	107,4	20,4	83,3	38,3	59,6	55,9	24,6	28,3	20,9	135	135	135

Tabela A10 – Carreira 10: Valores obtidos a partir da leitura das amostras que foram coletadas em função do tempo de operação dos reatores de floculação R1 e R2, período de operação, pH do efluente, valores médios (coleta), máximo e mínimo de turbidez (uT) e cor (uC) da água bruta.

10 ^o Carreira			Taxa: 300 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹	Horas de operação: 120						Período de operação: 17 a 22 de novembro de 2007											
Data	Horário da Coleta	Reator	pH do efluente	T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		Dados água bruta					
				uT	% Rem.	uT	% Rem.	uT	% Rem.	uC	% Rem.	Uc	% Rem.	Uc	% Rem.	uT coleta	uT max	uT min	Uc coleta	Cor máx	Cor mín
17	16h00	R1	6,8	16,7	11,6	15,2	19,6	10,4	44,9	107,5	10,4	87,0	27,5	68,8	42,7	18,9	20,5	18,0	120	130	110
		R2	6,8	12,1	36,0	10,7	43,3	8,6	54,6	67,6	43,7	60,3	49,8	46,6	61,2	18,9	20,5	18,0	120	130	110
18	16h00	R1	6,8	17,1	5,3	15,7	13,0	9,1	49,6	99,9	4,9	96,2	8,4	65,3	37,8	18,1	19,0	17,3	105	120	100
		R2	6,8	16,2	10,3	13,4	25,8	8,8	51,4	94,6	9,9	77,6	26,1	59,1	43,7	18,1	19,0	17,3	105	120	100
19	16h00	R1	6,8	14,4	13,3	11,9	28,3	8,6	48,3	87,3	27,3	80,5	32,9	52,8	56,0	16,6	21,8	16,4	120	140	120
		R2	6,9	10,4	37,3	9,3	43,8	7,3	55,9	65,6	45,3	60,3	49,8	50,7	57,8	16,6	21,8	16,4	120	140	120
20	16h00	R1	6,9	15,8	-7,5	12,9	12,2	6,7	54,4	92,9	15,6	77,0	30,0	38,9	64,6	14,7	18,4	15,5	110	110	110
		R2	6,8	15,2	-3,4	12,6	14,3	4,8	67,6	80,7	26,6	71,3	35,2	25,1	77,2	14,7	18,4	15,5	110	110	110
21	16h00	R1	6,6	40,2	37,9	12,4	80,8	9,7	85,0	164,9	45,0	57,7	80,8	34,7	88,4	64,7	65,5	16,9	300	300	120
		R2	6,6	38,1	41,1	16,8	74,0	11,9	81,6	117,9	60,7	63,7	78,8	39,5	86,8	64,7	65,5	16,9	300	300	120
22	16h00	R1	7,4	39,7	-18,5	16,0	52,2	7,6	77,3	149,4	25,3	77,2	61,4	49,8	75,1	33,5	60,3	28,6	200	220	200
		R2	7,4	45,7	-36,4	12,8	61,8	8,4	74,8	218,9	-9,5	44,6	77,7	38,8	80,6	33,5	60,3	28,6	200	220	200

Tabela A11 – Carreira 11: Valores obtidos a partir da leitura das amostras que foram coletadas em função do tempo de operação dos reatores de floculação R1 e R2, período de operação, pH do efluente, valores médios (coleta), máximo e mínimo de turbidez (uT) e cor (uC) da água bruta.

11ª Carreira			Taxa: 350 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹			Horas de operação: 96				Período de operação: 24 a 29 de novembro de 2007.											
Data	Horário da Coleta	Reator	pH do efluente	T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		Dados água bruta					
				uT	% Rem.	uT	% Rem.	uT	% Rem.	uC	% Rem.	Uc	% Rem.	Uc	% Rem.	Uc	% Rem.	uT coleta	uT max	uT min	Uc coleta
24	16h00	R1	7,0	12,8	16,9	9,2	40,3	6,3	59,4	64,5	35,5	49,4	50,6	38,0	62,0	15,4	17,9	14,2	100	110	100
		R2	7,0	10,8	29,7	8,1	47,5	5,1	66,6	54,2	45,8	39,8	60,2	29,7	70,3	15,4	17,9	14,2	100	110	100
25	16h00	R1	7,0	14,5	1,4	10,5	28,4	8,9	39,2	85,2	14,8	73,6	26,4	56,5	43,5	14,7	15,9	13,8	100	100	100
		R2	7,1	11,3	23,1	9,7	34,4	6,8	53,8	63,2	36,8	51,4	48,6	38,4	61,6	14,7	15,9	13,8	100	100	100
26	16h00	R1	7,0	9,8	30,6	9,1	35,7	7,0	50,1	57,7	42,3	46,2	53,8	37,5	62,5	14,1	14,1	12,9	100	100	75
		R2	7,1	10,3	27,1	10,1	28,2	8,8	37,9	63,7	36,3	55,4	44,6	44,5	55,5	14,1	14,1	12,9	100	100	75
27	16h00	R1	7,2	11,0	11,3	9,9	20,1	6,8	45,2	72,0	-2,9	60,1	14,1	41,1	41,3	12,4	13,5	12,4	70	100	70
		R2	7,3	11,4	8,1	9,4	24,4	6,5	47,9	64,6	7,7	53,6	23,4	40,3	42,4	12,4	13,5	12,4	70	100	70
28	16h00	R1	7,3	13,2	-8,2	10,4	14,9	6,0	50,9	82,1	-2,6	66,4	17,0	34,9	56,4	12,2	13,3	12,2	80	100	75
		R2	7,3	10,7	12,4	9,4	23,0	6,5	46,9	62,3	22,1	55,0	31,3	35,1	56,1	12,2	13,3	12,2	80	100	75

158

Tabela A12 – Carreira 12: Valores obtidos a partir da leitura das amostras que foram coletadas em função do tempo de operação dos reatores de floculação R1 e R2, período de operação, pH do efluente, valores médios (coleta), máximo e mínimo de turbidez (uT) e cor (uC) da água bruta.

12ª Carreira			Taxa: 200 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹			Horas de operação: 48				Período de operação: 07 a 09 de dezembro de 2007											
Data	Horário da Coleta	Reator	pH do efluente	T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		Dados água bruta					
				uT	% Rem.	uT	% Rem.	uT	% Rem.	uC	% Rem.	Uc	% Rem.	Uc	% Rem.	Uc	% Rem.	uT coleta	uT max	uT min	Uc coleta
07	16h00	R1	6,9	8,0	28,0	7,9	29,2	6,6	40,2	48,5	51,5	43,1	56,9	37,0	63,0	11,1	35,0	10,1	100,0	100	135
		R2	7,0	3,8	65,4	3,7	66,8	3,4	69,6	19,0	81,0	18,0	82,0	15,2	84,8	11,1	35,0	10,1	100,0	100	135
08	16h00	R1	6,5	27,8	75,8	18,6	83,8	14,5	87,4	283,0	37,1	99,0	78,0	36,0	92,0	115,0	161,0	43,5	450,0	450	500
		R2	6,6	20,7	82,0	12,6	89,0	10,0	91,3	193,0	57,1	76,0	83,1	26,0	94,2	115,0	161,0	43,5	450,0	450	500
09	16h00	R1	7,4	35,3	27,1	11,9	75,4	10,7	77,9	122,0	39,0	60,0	70,0	58,0	71,0	48,4	80,7	39,9	200,0	200	280
		R2	7,4	33,4	31,0	14,3	70,5	11,4	76,5	121,0	39,5	75,0	62,5	48,0	76,0	48,4	80,7	39,9	200,0	200	280

Tabela A13 – Carreira 13: Valores obtidos a partir da leitura das amostras que foram coletadas em função do tempo de operação dos reatores de floculação R1 e R2, período de operação, pH do efluente, valores médios (coleta), máximo e mínimo de turbidez (uT) e cor (uC) da água bruta.

13ª Carreira			Taxa: 200 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹	Horas de operação: 48						Período de operação: 16 a 18 de dezembro de 2007.											
Data	Horário da Coleta	Reator	pH do efluente	T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		Dados água bruta					
				uT	% Rem.	uT	% Rem.	uT	% Rem.	uC	% Rem.	Uc	% Rem.	Uc	% Rem.	Uc	% Rem.	uT coleta	uT max	uT min	Uc coleta
16	16h00	R1	6,6	10,2	26,2	8,5	38,3	6,7	51,6	65,0	45,8	62,0	48,3	48,0	60,0	13,8	13,8	12,1	120	120	100
		R2	6,6	8,8	36,3	6,3	54,2	5,0	63,8	56,0	53,3	43,0	64,2	35,0	70,8	13,8	13,8	12,1	120	120	100
17	16h00	R1	6,6	26,4	63,1	18,6	74,0	15,4	78,5	100,7	66,4	64,4	78,5	50,3	83,2	71,5	21,5	13,0	300	380	120
		R2	6,6	22,7	68,3	21,4	70,1	15,7	78,0	84,1	72,0	65,3	78,2	50,9	83,0	71,5	21,5	13,0	300	380	120
18	16h00	R1	6,6	11,1	27,1	6,7	56,2	5,3	65,0	52,7	56,1	43,9	62,4	34,1	71,6	15,3	17,1	13,4	120	120	120
		R2	6,6	10,5	31,0	5,8	62,1	3,6	76,4	56,8	62,7	34,6	71,2	27,7	76,9	15,3	17,1	13,4	120	120	120

159

Tabela A14 – Carreira 14: Valores obtidos a partir da leitura das amostras que foram coletadas em função do tempo de operação dos reatores de floculação R1 e R2, período de operação, pH do efluente, valores médios (coleta), máximo e mínimo de turbidez (uT) e cor (uC) da água bruta.

14ª Carreira			Taxa: 200 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹	Horas de operação: 24						Período de operação: 22 e 23 de janeiro de 2008											
Data	Horário da Coleta	Reator	pH do efluente	T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		Dados água bruta					
				uT	% Rem.	uT	% Rem.	uT	% Rem.	uC	% Rem.	Uc	% Rem.	Uc	% Rem.	Uc	% Rem.	uT coleta	uT max	uT min	Uc coleta
22	16h00	R1	6,6	27,5	51,9	19,3	66,3	12,0	79,0	135,1	38,6	97,6	55,6	61,9	71,9	57,2	59,1	46,4	220	220	200
		R2	6,7	25,0	56,3	13,7	76,1	8,2	85,7	102,0	53,6	84,6	61,6	47,8	78,3	57,2	59,1	46,4	220	220	200
23	16h00	R1	6,6	16,8	25,0	16,2	27,7	8,5	62,3	107,1	10,8	70,1	41,6	41,1	65,8	22,4	22,0	18,0	120	130	120
		R2	6,6	10,6	52,7	9,9	55,8	9,4	58,2	88,6	26,2	69,5	42,1	47,6	60,3	22,4	22,0	18,0	120	130	120

Tabela A15 – Carreira 15: Valores obtidos a partir da leitura das amostras que foram coletadas em função do tempo de operação dos reatores de floculação R1 e R2, período de operação, pH do efluente, valores médios (coleta), máximo e mínimo de turbidez (uT) e cor (uC) da água bruta.

15ª Carreira			Taxa: 100 m ³ .m ⁻² .dia ⁻¹	Horas de operação: 72						Período de operação: 29 de janeiro a 01 de fevereiro de 2008											
Data	Horário da Coleta	Reator	pH do efluente	T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		T _s = 1 min		T _s = 5 min		T _s = 7 min		Dados água bruta					
				uT	% Rem.	uT	% Rem.	uT	% Rem.	uC	% Rem.	Uc	% Rem.	Uc	% Rem.	uT coleta	uT max	uT min	Uc coleta	Cor máx	Cor mín
29	16h00	R1	6,6	14,4	25,0	13,8	28,1	11,6	39,6	79,8	46,8	75,6	49,6	63,7	57,5	19,2	22,0	18,0	150	190	120
		R2	6,6	13,4	30,2	11,2	41,7	8,8	54,3	70,8	52,8	64,4	57,1	59,0	60,7	19,2	190,0	120,0	150	190	120
30	16h00	R1	6,7	16,0	12,1	15,0	17,6	12,9	29,1	77,5	35,4	75,3	37,3	66,8	44,3	18,2	26,0	17,5	120	120	110
		R2	6,7	13,2	27,5	11,8	35,2	9,8	46,2	68,2	43,2	62,3	48,1	57,7	51,9	18,2	26,0	17,5	120	120	110
31	16h00	R1	6,6	21,1	59,5	15,6	70,1	12,5	76,0	78,7	65,0	66,3	70,5	50,0	77,8	52,1	72,3	43,1	225	275	200
		R2	6,5	10,4	80,1	9,8	81,2	9,1	82,6	42,4	81,2	39,9	82,3	36,7	83,7	52,1	72,3	43,1	225	275	200
01	16h00	R1	6,6	16,3	14,2	11,1	41,6	7,0	63,4	80,8	32,7	50,6	57,8	37,8	68,5	19,0	23,0	19,0	120	120	120
		R2	6,6	18,6	2,1	8,9	53,3	5,3	72,1	75,4	37,2	44,6	62,8	24,0	80,0	19,0	23,0	19,0	120	120	120

Tabela A16 – Carreira 3 : Resultados de análises de ferro total (mg.L^{-1}) realizadas nas amostras dos efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 no tempo de sedimentação de 0 minuto (T_0) e da água bruta

Data	Horário Coleta	Reator	Fe (mg.L^{-1}) Efluente Filtrado (T_0)	Fe (mg.L^{-1}) Bruta
11/10/07	12h00	R1	0,18	0,54
		R2	0,07	0,54
	16h00	R1	0,15	0,52
		R2	0,08	0,52
12/10/07	12h00	R1	0,14	0,56
		R2	0,09	0,56
	16h00	R1	0,19	0,55
		R2	0,10	0,55
13/10/07	12h00	R1	0,19	0,55
		R2	0,10	0,55
	16h00	R1	0,19	0,59
		R2	0,10	0,59
14/10/07	12h00	R1	0,23	0,55
		R2	0,09	0,55
	16h00	R1	0,20	0,54
		R2	0,04	0,54
15/10/07	12h00	R1	0,11	0,64
		R2	0,06	0,64
	16h00	R1	0,18	0,61
		R2	0,11	0,61
16/10/07	12h00	R1	0,49	0,62
		R2	0,10	0,62
	16h00	R1	0,23	0,63
		R2	0,10	0,63

Tabela A17 - Carreira 4 :Resultados de análises de ferro total (mg.L^{-1}) realizadas nas amostras dos efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 no tempo de sedimentação de 0 minuto (T_0) e da água bruta

Data	Horário Coleta	Reator	Fe (mg.L^{-1}) Efluente Filtrado (T_0)	Fe (mg.L^{-1}) Bruta
17/10/07	12h00	R1	0,27	0,65
		R2	0,04	0,65
	16h00	R1	0,27	0,65
		R2	0,06	0,65
18/10/07	12h00	R1	0,22	0,65
		R2	0,08	0,65
	16h00	R1	0,35	0,70
		R2	0,20	0,70
19/10/07	12h00	R1	0,18	0,62
		R2	0,10	0,62
	16h00	R1	0,28	0,62
		R2	0,10	0,62
20/10/07	12h00	R1	0,26	0,61
		R2	0,12	0,61
	16h00	R1	0,29	0,61
		R2	0,13	0,61

Tabela A18 - Carreira 5:Resultados de análises de ferro total (mg.L^{-1}) realizadas nas amostras dos efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 no tempo de sedimentação de 0 minuto (T_0) e da água bruta

Data	Horário Coleta	Reator	Fe (mg.L^{-1}) Efluente Filtrado (T_0)	Fe (mg.L^{-1}) Bruta
21/10/07	12h00	R1	0,23	0,62
		R2	0,15	0,62
	16h00	R1	0,17	0,60
		R2	0,09	0,60
22/10/07	12h00	R1	0,19	0,58
		R2	0,05	0,58
	16h00	R1	0,28	0,58
		R2	0,16	0,58
23/10/07	12h00	R1	0,34	0,61
		R2	0,12	0,61
	16h00	R1	0,21	0,63
		R2	0,06	0,63
24/10/07	12h00	R1	0,23	0,61
		R2	0,09	0,61
	16h00	R1	0,32	0,65
		R2	0,11	0,65

Tabela A19 - Carreira 6: Resultados de análises de ferro total (mg.L^{-1}), cor aparente (uC) e turbidez (uT) realizadas nas amostras dos efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 no tempo de sedimentação de 0 minuto (T_0) e da água bruta.

Data	Coleta	Horário Coleta	Efluentes Filtrados no tempo de sedimentação de 0 minuto (T_0)			Bruta
			Turbidez	Cor Aparente	Fe (mg.L^{-1})	Fe (mg.L^{-1})
27/10/07	12h00	R1	-	-	0,43	1,00
		R2	-	-	0,17	1,00
	16h00	R1	-	-	0,52	1,04
		R2	-	-	0,19	1,04
28/10/07	12h00	R1	-	-	0,68	1,08
		R2	-	-	0,40	1,08
	16h00	R1	-	-	0,67	1,10
		R2	-	-	0,41	1,10
29/10/07	12h00	R1	0,62	1,15	0,81	1,11
		R2	0,47	0,90	0,28	1,11
	16h00	R1	0,60	2,40	0,76	1,21
		R2	0,51	1,30	0,27	1,21
30/10/07	12h00	R1	0,35	3,10	1,07	1,31
		R2	0,31	1,00	0,53	1,31
	16h00	R1	0,47	4,60	1,08	1,30
		R2	0,29	2,80	0,79	1,30

Tabela A20 - Carreira 7: Resultados de análises de ferro total (mg.L^{-1}), cor aparente (uC) e turbidez (uT) realizadas nas amostras dos efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 no tempo de sedimentação de 0 minuto (T_0) e da água bruta.

Data	Coleta	Horário Coleta	Efluentes Filtrados no tempo de sedimentação de 0 minuto (T_0)			Bruta
			Turbidez	Cor Aparente	Fe (mg.L^{-1})	Fe (mg.L^{-1})
31/10/07	12h00	R1	0,48	2,85	0,62	1,42
		R2	0,43	1,10	0,31	1,42
	16h00	R1	0,51	3,60	0,58	1,51
		R2	0,38	1,20	0,28	1,51
01/11/07	12h00	R1	0,37	7,90	1,04	1,55
		R2	0,36	6,60	0,56	1,55
	16h00	R1	0,35	2,90	1,16	1,54
		R2	0,30	2,40	0,46	1,54
02/11/07	12h00	R1	0,41	3,30	0,98	1,47
		R2	0,25	1,10	0,51	1,47
	16h00	R1	0,53	3,37	1,13	1,52
		R2	0,36	1,18	0,42	1,52
03/11/07	12h00	R1	0,63	3,50	1,41	2,92
		R2	0,56	1,70	0,32	2,92
	16h00	R1	0,45	3,70	1,47	3,02
		R2	0,31	1,40	0,34	3,02
04/11/07	12h00	R1	0,61	4,70	1,51	4,52
		R2	0,55	1,80	0,34	4,52
	16h00	R1	0,43	4,30	1,56	5,11
		R2	0,32	2,10	0,36	5,11

Tabela A21 - Carreira 8: Resultados de análises de ferro total (mg.L^{-1}), manganês total (mg.L^{-1}), cor aparente (uC) e turbidez (uT) realizadas nas amostras dos efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 no tempo de sedimentação de 0 minuto (T_0) e da água bruta.

Data	Horário Coleta	Reator	Efluentes Filtrados				Bruta	
			Tempo de sedimentação de 0 minuto (T_0)					
			Turbidez	Cor	Fe (mg.L^{-1})	Mn (mg.L^{-1})	Mn (mg.L^{-1})	Fe (mg.L^{-1})
05/11/07	12h00	R1	0,77	4,30	0,56	-	-	5,98
		R2	0,66	3,20	0,47	-	-	5,98
	16h00	R1	1,16	3,50	0,67	-	-	6,18
		R2	0,51	2,50	0,53	-	-	6,18
06/11/07	12h00	R1	0,62	3,70	1,30	-	-	2,61
		R2	0,47	3,50	0,92	-	-	2,61
	16h00	R1	0,62	3,70	1,42	-	-	2,96
		R2	0,25	2,90	0,97	-	-	2,96
	20h00	R1	0,26	3,40	1,44	-	-	3,11
		R2	0,17	1,80	1,02	-	-	3,11
07/11/07	12h00	R1	0,37	5,80	1,46	-	-	2,03
		R2	0,39	2,00	1,22	-	-	2,03
	16h00	R1	0,35	2,20	0,38	-	-	1,65
		R2	0,30	1,30	0,20	-	-	1,65
08/11/07	12h00	R1	0,15	1,30	1,32	0,065	0,099	1,80
		R2	0,12	1,10	0,68	0,048	0,099	1,80
	16h00	R1	0,18	3,00	1,63	0,071	0,099	1,81
		R2	0,18	0,33	1,38	0,062	0,099	1,81

Tabela A22 - Carreira 9: Resultados de análises de ferro total (mg.L^{-1}), manganês total (mg.L^{-1}), cor aparente (uC) e turbidez (uT) realizadas nas amostras dos efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 no tempo de sedimentação de 0 minuto (T_0) e da água bruta.

Data	Horário	Coleta	Reator	Efluentes Filtrados				Bruta	
				Tempo de sedimentação de 0 minuto (T_0)					
				Turbidez	Cor	Fe (mg.L^{-1})	Mn (mg.L^{-1})	Mn (mg.L^{-1})	Fe (mg.L^{-1})
	12h00		R1	1,40	7,00	1,00	0,049	0,107	2,36
			R2	1,27	5,50	0,60	0,049	0,107	2,36
11/11/07	16h00		R1	1,33	7,30	1,05	0,051	0,105	2,35
			R2	1,58	7,10	0,58	0,048	0,105	2,35
12/11/07	12h00		R1	0,95	5,20	1,28	0,052	0,160	3,20
			R2	0,66	3,40	0,97	0,039	0,160	3,20
	16h00		R1	1,71	7,60	1,58	0,058	0,104	3,68
R2			1,35	6,90	1,13	0,044	0,104	3,68	
13/11/07	12h00		R1	0,86	6,10	1,03	0,046	0,104	2,82
			R2	0,76	3,50	0,66	0,032	0,104	2,82
14/11/07	16h00		R1	0,20	5,20	2,14	0,102	0,107	2,37
			R2	0,37	1,70	1,58	0,101	0,107	2,37

Tabela A23 - Carreira 10: Resultados de análises de ferro total (mg.L^{-1}), manganês total (mg.L^{-1}), cor aparente (uC) e turbidez (uT) realizadas nas amostras dos efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 no tempo de sedimentação de 0 minuto (T_0) e da água bruta.

Data	Horário Coleta	Reator	Efluentes Filtrados				Bruta	
			Tempo de sedimentação de 0 minuto (T_0)				Mn (mg L^{-1})	Fe (mg.L^{-1})
			Turbidez	Cor	Fe (mg.L^{-1})	Mn (mg.L^{-1})		
17/11/07	16h00	R1	0,41	4,10	1,73	0,104	0,112	2,37
		R2	0,47	3,60	1,17	0,111	0,112	2,37
18/11/07	16h00	R1	0,36	4,70	1,97	0,097	0,106	2,30
		R2	0,45	2,80	1,57	0,097	0,106	2,30
19/11/07	16h00	R1	3,70	0,20	1,39	0,104	0,133	2,37
		R2	3,40	0,31	1,12	0,108	0,133	2,37
20/11/07	16h00	R1	0,25	3,30	1,84	0,062	0,067	1,89
		R2	0,10	1,10	1,65	0,058	0,067	1,89
21/11/07	16h00	R1	0,29	3,50	1,83	0,081	0,116	2,55
		R2	0,38	2,30	1,86	0,087	0,116	2,55
22/11/07	16h00	R1	0,42	4,10	1,44	0,058	0,082	2,09
		R2	0,20	2,00	1,18	0,053	0,082	2,09

Tabela A24 - Carreira 11: Resultados de análises de ferro total (mg.L^{-1}), manganês total (mg.L^{-1}), cor aparente (uC) e turbidez (uT) realizadas nas amostras dos efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 nos tempos de sedimentação de 0 minuto (T_0) e de 7 minutos (T_7), e da água bruta.

Data	Horário Coleta	Reator	Efluentes Filtrados Tempo de sedimentação de 0 minuto (T_0)				Efluentes Filtrados Tempo de sedimentação de 7 minutos (T_7)				Bruta	
			Turbidez	Cor	Fe (mg.L^{-1})	Mn (mg.L^{-1})	Fe (mg.L^{-1})	Mn (mg.L^{-1})	Cor	Turbidez	Mn (mg.L^{-1})	Fe (mg.L^{-1})
24/11/07	16h00	R1	0,35	3,70	1,09	0,067	-	-	-	-	0,071	1,71
		R2	0,46	2,30	1,15	0,064	-	-	-	-	0,071	1,71
25/11/07	16h00	R1	0,53	4,20	1,76	0,066	-	-	-	-	0,074	1,72
		R2	0,50	3,50	1,56	0,070	-	-	-	-	0,074	1,72
26/11/07	16h00	R1	0,09	1,80	1,28	0,066	0,03	0,059	3,1	0,25	0,08	1,77
		R2	0,20	1,70	1,44	0,084	0,02	0,073	2,2	0,24	0,08	1,77
27/11/07	16h00	R1	0,17	5,40	1,51	0,060	0,03	0,030	5,5	0,25	0,074	1,68
		R2	0,39	4,50	1,38	0,066	0,02	0,055	3,1	0,34	0,074	1,68
28/11/07	16h00	R1	0,17	3,90	0,03	0,040	0,05	0,032	1,8	0,09	0,058	1,59
		R2	0,29	1,20	0,02	0,035	0,02	0,029	0,3	0,28	0,058	1,59

Tabela A25 - Carreira 12: Resultados de análises de ferro total (mg.L^{-1}), manganês total (mg.L^{-1}), cor aparente (uC) e turbidez (uT) realizadas nas amostras dos efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 nos tempos de sedimentação de 0 minuto (T_0) e de 7 minutos (T_7), e da água bruta.

Data	Horário Coleta	Reator	Efluentes Filtrados Tempo de sedimentação de 0 minutos (T_0)				Efluentes Filtrados Tempo de sedimentação de 0 minuto (T_7)				Bruta	
			Turbidez	Cor	Fe (mg.L^{-1})	Mn (mg.L^{-1})	Fe (mg.L^{-1})	Mn (mg.L^{-1})	Cor	Turbidez	Mn (mg.L^{-1})	Fe (mg.L^{-1})
07/12/07	16h00	R1	0,06	1,70	0,01	0,0230	0,03	0,029	0,16	1,50	0,058	1,52
		R2	0,18	1,00	0,02	0,0280	0,02	0,029	0,03	1,00	0,058	1,52
08/12/07	16h00	R1	0,27	1,00	0,03	0,0160	0,04	0,018	0,13	3,00	0,146	3,36
		R2	0,25	2,00	0,02	0,0180	0,04	0,019	0,32	2,00	0,146	3,36
09/12/07	16h00	R1	1,62	16,00	0,09	0,0100	0,10	0,011	2,26	1,00	0,092	2,64
		R2	1,70	4,00	0,09	0,0140	0,09	0,013	2,92	7,00	0,092	2,64

Tabela A26 - Carreira 13: Resultados de análises de ferro (mg.L^{-1}), manganês (mg.L^{-1}), cor aparente (uC) e turbidez (uT) realizadas nas amostras dos efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 nos tempos de sedimentação de 0 minuto (T_0) e de 7 minutos (T_7), e da água bruta.

Data	Horário Coleta	Reator	Efluentes Filtrados Tempo de sedimentação de 0 minuto (T_0)				Efluentes Filtrados Tempo de sedimentação de 0 minuto (T_7)				Bruta	
			Turbidez	Cor	Fe (mg.L^{-1})	Mn (mg.L^{-1})	Fe (mg.L^{-1})	Mn (mg.L^{-1})	Cor	Turbidez	Mn (mg.L^{-1})	Fe (mg.L^{-1})
16/12/07	16h00	R1	0,25	9,00	0,04	0,021	0,06	0,068	0,31	10,00	0,053	1,53
		R2	0,28	4,5	0,03	0,025	0,03	0,029	0,35	2,50	0,053	1,53
17/12/07	16h00	R1	0,29	12,00	0,04	0,023	0,06	0,068	0,36	9,00	0,055	1,59
		R2	0,39	5,00	0,04	0,030	0,04	0,024	0,40	2,00	0,055	1,59
18/12/07	16h00	R1	0,84	20,10	0,07	0,011	0,05	0,008	0,55	20,90	0,091	2,78
		R2	0,85	19,00	0,04	0,021	0,02	0,010	0,78	6,80	0,091	2,78

Tabela A27 - Carreira 14: Resultados de análises de ferro total (mg.L^{-1}), manganês total (mg.L^{-1}), cor aparente (uC) e turbidez (uT) realizadas nas amostras dos efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 nos tempos de sedimentação de 0 minuto (T_0) e de 7 minutos (T_7), e da água bruta.

Data	Horário Coleta	Reator	Efluentes Filtrados Tempo de sedimentação de 0 minuto (T_0)				Efluentes Filtrados Tempo de sedimentação de 0 minuto (T_7)				Bruta	
			Turbidez	Cor	Fe (mg.L^{-1})	Mn (mg.L^{-1})	Fe (mg.L^{-1})	Mn (mg.L^{-1})	Cor	Turbidez	Mn (mg.L^{-1})	Fe (mg.L^{-1})
22/01/08	16h00	R1	0,23	4,50	0,02	0,021	0,02	0,026	0,28	5,30	0,089	2,50
		R2	0,48	3,60	0,01	0,022	0,01	0,023	0,49	5,50	0,089	2,50
23/01/08	16h00	R1	0,46	4,40	0,04	0,021	0,04	0,036	0,30	5,90	0,061	2,16
		R2	0,39	3,60	0,05	0,018	0,06	0,027	0,34	3,50	0,061	2,16

Tabela A28 - Carreira 15: Resultados de análises de ferro total (mg.L^{-1}), manganês total (mg.L^{-1}), cor aparente (uC) e turbidez (uT) realizadas nas amostras dos efluentes filtrados dos reatores R1 e R2 nos tempos de sedimentação de 0 minuto (T_0) e de 7 minutos (T_7), e da água bruta.

Data	Horário Coleta	Reator	Efluentes Filtrados Tempo de sedimentação de 0 minuto (T_0)				Efluentes Filtrados Tempo de sedimentação de 0 minuto (T_7)				Bruta	
			Turbidez	Cor	Fe (mg.L^{-1})	Mn (mg.L^{-1})	Mn (mg.L^{-1})	Fe (mg.L^{-1})	Cor	Turbidez	Mn (mg.L^{-1})	Fe (mg.L^{-1})
29/01/08	16h00	R1	0,32	10,10	0,02	0,062	0,067	0,02	2,00	0,05	0,133	2,45
		R2	0,22	10,40	0,02	0,069	0,091	0,02	1,80	0,22	0,133	2,45
30/01/08	16h00	R1	0,10	2,10	0,02	0,034	0,034	0,03	1,40	0,12	0,070	2,21
		R2	0,18	1,70	0,04	0,046	0,043	0,03	1,70	0,30	0,070	2,21
31/01/08	16h00	R1	1,25	7,00	0,12	0,038	0,038	0,08	11,00	2,38	0,061	2,00
		R2	1,93	8,70	0,11	0,031	0,032	0,11	11,00	2,38	0,061	2,00
01/02/08	16h00	R1	0,12	1,20	0,02	0,021	0,024	0,04	1,40	0,05	0,066	1,93
		R2	0,18	1,20	0,03	0,044	0,037	0,04	1,70	0,24	0,066	1,93

**ANEXO B - DADOS OPERACIONAIS ETA BRAGANÇA PAULISTA
SABESP**

Tabela B1 – Carreira 1: Dados operacionais extraídos do boletim de controle diário de operação da ETA Bragança Paulista : vazão (Q) (L.s⁻¹), temperatura do ar e da água bruta (°C), pH da água bruta, turbidez (uT) e cor (uC) da água decantada e dosagens dos produtos químicos: sulfato de alumínio líquido (mg.L⁻¹) – coagulante; cal hidratada (mg.L⁻¹) – alcalinizante e polímero – auxiliar de floculação.

Dados de operação da ETA Bragança Paulista												
Data	Horário Coleta	Temperatura (°C)		Q (L.s ⁻¹)	pH Água bruta	Decantada		Filtrada		Sulfato (mg.L ⁻¹)	Cal (mg.L ⁻¹)	Polímero
		Ar	Água bruta			UT	Cor	UT	Cor			
20/09/07	12h00	22	20	535	6,5	2,5	15	0,4	2,5	18,9	12,8	0,50%
	16h00	19	20	426	6,6	1,9	15	0,2	2,5	21,1	9,7	0,50%
21/09/07	12h00	26	21	500	6,6	1,7	15	0,2	2,5	19,8	8,3	0,50%
	16h00	23	20	490	6,7	1,8	15	0,3	2,5	21,1	6,0	0,50%
22/09/07	12h00	26	20	506	6,9	1,8	15	0,3	2,5	18,9	11,4	0,50%
	16h00	27	20	506	6,8	1,8	15	0,2	2,5	18,9	10,3	0,50%
23/09/07	12h00	26	20	506	6,9	1,8	15	0,3	2,5	18,9	11,4	0,50%
	16h00	27	20	506	6,8	1,8	15	0,2	2,5	18,9	10,3	0,50%
24/09/07	12h00	20	22	430	6,5	3,4	13	1,0	2,5	20,4	8,7	0,50%
	16h00	18	22	460	6,7	1,6	13	0,7	2,5	19,0	9,0	0,50%
25/09/07	12h00	13	20	456	6,8	1,9	15	0,2	2,5	17,7	10,7	0,50%
	16h00	15	20	426	6,8	1,7	10	0,3	2,5	20,0	11,5	0,50%
26/09/07	12h00	16	19	500	6,9	1,2	10	0,2	2,5	19,8	9,8	0,50%
	16h00	17	19	460	6,8	1,6	15	0,3	2,5	21,5	10,6	0,50%

Tabela B2 – Carreira 2: Dados operacionais extraídos do boletim de controle diário de operação da ETA Bragança Paulista : vazão (Q) (L.s⁻¹), temperatura do ar e da água bruta (°C), pH da água bruta, turbidez (uT) e cor (uC) da água decantada e dosagens dos produtos químicos: sulfato de alumínio líquido (mg.L⁻¹) – coagulante; cal hidratada (mg.L⁻¹) – alcalinizante e polímero – auxiliar de floculação.

Dados de operação da ETA Bragança Paulista												
Data	Horário Coleta	Temperatura (°C)		Q (L.s ⁻¹)	pH Água bruta	Decantada		Filtrada		Sulfato (mg.L ⁻¹)	Cal (mg.L ⁻¹)	Polímero
		Ar	Água bruta			UT	Cor	UT	Cor			
	12h00	26	19	494	6,7	1,2	10,0	0,2	2,5	20,5	7,1	0,50%
27/09/07	16h00	25	19	511	6,9	1,3	10,0	0,4	2,5	19,8	6,8	0,50%
	12h00	26	18	470	6,9	2,2	15,0	0,4	2,5	19,2	7,4	0,50%
28/09/07	16h00	21	18	470	6,8	1,8	10,0	0,3	2,5	18,6	6,3	0,50%
	12h00	24	19	490	6,7	2,1	12,5	0,6	2,5	20,6	5,3	0,50%
29/09/07	16h00	19	19	504	6,8	1,7	15,0	0,3	2,5	21,0	6,5	0,50%
	8h00	19	19	500	6,9	1,6	10,0	0,3	2,5	18,0	7,2	0,50%
30/09/07	14h00	16	20	464	6,8	1,7	10,0	0,5	2,5	21,8	12,6	0,50%
	12h00	22	19	470	6,7	2,0	10,0	0,4	2,5	20,6	9,4	0,50%
01/10/07	16h00	21	20	458	6,7	1,8	10,0	0,7	2,5	20,8	9,4	0,50%
	12h00	22	20	470	6,6	1,2	40,0	0,5	2,5	20,6	8,4	0,50%
02/10/07	16h00	23	20	470	6,7	1,4	10,0	0,5	2,5	20,6	7,6	0,50%
	12h00	24	20	485	6,8	2,1	10,0	0,3	2,5	19,7	9,6	0,50%
03/10/07	16h00	23	20	485	6,9	1,7	10,0	0,4	2,5	19,7	9,4	0,50%
	12h00	23	20	485	6,8	2,2	10,0	0,3	2,5	18,3	9,9	0,50%
04/10/07	16h00	26	20	485	6,5	1,4	7,5	0,4	2,5	19,7	11,0	0,50%
	12h00	26	20	485	6,8	1,6	40,0	0,5	2,5	19,2	10,4	0,50%
05/10/07	16h00	27	20	480	6,8	1,8	10,0	0,5	2,5	19,4	19,4	0,50%
	12h00	23	20	490	6,7	1,7	10,0	0,5	2,5	20,2	11,5	0,50%
06/10/07	16h00	25	20	400	6,7	1,6	10,0	0,6	2,5	23,9	14,1	0,50%
	12h00	29	20	450	6,5	1,3	10,0	0,4	2,5	20,0	8,0	0,50%
07/10/07	16h00	30	20	580	6,6	1,4	10,0	0,5	2,5	17,4	6,2	0,50%

Tabela B3 – Carreira 3: Dados operacionais extraídos do boletim de controle diário de operação da ETA Bragança Paulista : vazão (Q) (L.s⁻¹), temperatura do ar e da água bruta (°C), pH da água bruta, turbidez (uT) e cor (uC) da água decantada, dosagens dos produtos químicos: sulfato de alumínio líquido (mg.L⁻¹) – coagulante; cal hidratada (mg.L⁻¹) – alcalinizante e polímero – auxiliar de floculação e dados pluviométricos.

Dados de operação da ETA Bragança Paulista

Data	Horário Coleta	Temperatura (°C)		Q (L.s ⁻¹)	pH bruta	Decantada		Filtrada		Sulfato (mg.L ⁻¹)	Cal (mg.L ⁻¹)	Polímero	Chuvas (mm)
		Ar	Água Bruta			UT	Cor	UT	Cor				
11/10/07	12h00	28	21	510	6,7	2,2	10,0	0,4	2,5	14,7	5,8	0,50%	0
	16h00	27	21	510	6,8	2,3	10,0	0,5	2,5	14,7	7,7	0,50%	0
12/10/07	12h00	26	21	538	6,8	2,2	10,0	0,5	2,5	16,4	7,7	0,50%	0
	16h00	27	21	538	6,8	2,1	10,0	0,5	2,5	16,4	7,70	0,50%	0
13/10/07	12h00	27	21	530	6,7	1,9	10,0	0,4	2,5	16,6	7,6	0,50%	0
	16h00	28	21	490	6,8	1,9	10,0	0,4	2,5	17,1	8,7	0,50%	0
14/10/07	12h00	23	21	530	6,8	1,7	7,5	0,5	2,5	16,6	8,0	0,50%	0
	16h00	21	21	465	6,7	1,2	7,5	0,5	2,5	20,3	9,5	0,50%	0
5/10/07	12h00	26	20	535	6,8	1,2	7,5	0,4	2,5	15,7	12,7	0,50%	0
	16h00	23	20	428	6,7	1,6	7,5	0,4	2,5	17,8	11,3	0,50%	0
16/10/07	12h00	24	20	502	6,7	1,6	10,0	0,4	2,5	18,8	6,5	0,50%	11,2
	16h00	26	20	502	6,6	1,4	10,0	0,4	2,5	18,8	6,5	0,50%	11,2

Tabela B4 – Carreira 4 : Dados operacionais extraídos do boletim de controle diário de operação da ETA Bragança Paulista : vazão (Q) (L.s⁻¹), temperatura do ar e da água bruta (°C), pH da água bruta, turbidez (uT) e cor (uC) da água decantada, dosagens dos produtos químicos: sulfato de alumínio líquido (mg.L⁻¹) – coagulante; cal hidratada (mg.L⁻¹) – alcalinizante e polímero – auxiliar de floculação e dados pluviométricos.

Dados de operação da ETA Bragança Paulista													
Data	Horário Coleta	Temperatura (°C)		Q (L.s ⁻¹)	pH bruta	Decantada		Filtrada		Sulfato (mg.L ⁻¹)	Cal (mg.L ⁻¹)	Polímero	Chuvas (mm)
		Ar	Água Bruta			UT	Cor	UT	Cor				
17/10/07	12h00	28	20	485	6,5	1,9	10,0	0,7	2,5	20,8	10,3	0,50%	0
	16h00	23	20	485	6,3	1,8	10,0	1,0	2,5	20,8	8,1	0,50%	0
18/10/07	12h00	24	20	530	6,7	1,5	10,0	0,7	2,5	19,1	7,1	0,50%	0
	16h00	26	22	485	6,6	1,8	7,5	0,6	2,5	20,8	10,2	0,50%	0
19/10/07	12h00	20	20	470	6,7	1,4	10,0	0,3	2,5	19,6	6,3	0,50%	0
	16h00	20	21	470	6,7	1,4	7,5	0,4	2,5	17,9	7,6	0,50%	0
20/10/07	12h00	25	20	517	6,8	1,3	7,5	0,5	2,5	17,0	5,7	0,50%	0
	16h00	28	21	514	6,7	2,0	7,5	0,5	2,5	17,0	8,9	0,50%	0

Tabela B5 – Carreira 5: Dados operacionais extraídos do boletim de controle diário de operação da ETA Bragança Paulista : vazão (Q) (L.s⁻¹), temperatura do ar e da água bruta (°C), pH da água bruta, turbidez (uT) e cor (uC) da água decantada, dosagens dos produtos químicos: sulfato de alumínio líquido (mg.L⁻¹) – coagulante; cal hidratada (mg.L⁻¹) – alcalinizante e polímero – auxiliar de floculação e dados pluviométricos.

Dados de operação da ETA Bragança Paulista													
Data	Horário Coleta	Temperatura (°C)		Q (L.s ⁻¹)	pH bruta	Decantada		Filtrada		Sulfato (mg.L ⁻¹)	Cal (mg.L ⁻¹)	Polímero	Chuvas (mm)
		Ar	Água Bruta			UT	Cor	UT	Cor				
21/10/07	12h00	24	20	485	6,6	2,2	10,0	0,3	2,5	17,2	8,8	0,50%	0
	16h00	28	20	485	6,7	1,5	7,5	0,5	2,5	17,2	8,8	0,50%	0
22/10/07	12h00	26	21	460	6,7	1,6	10,0	0,5	2,5	17,4	12,2	0,50%	0
	16h00	25	21	505	6,7	1,6	10,0	1,6	2,5	16,0	7,8	0,50%	0
23/10/07	12h00	22	22	460	6,8	1,5	10,0	0,4	2,5	18,3	11,3	0,50%	0
	16h00	20	22	510	6,7	1,4	10,0	0,4	2,5	18,2	6,2	0,50%	0
24/10/07	12h00	17	21	391	6,7	1,6	10,0	0,3	2,5	20,7	9,8	0,50%	2,8
	16h00	17	21	435	6,7	1,3	7,5	0,5	2,5	19,1	4,3	0,50%	2,8

Tabela B6 – Carreira 6: Dados operacionais extraídos do boletim de controle diário de operação da ETA Bragança Paulista : vazão (Q) (L.s⁻¹), temperatura do ar e da água bruta (°C), pH da água bruta, turbidez (uT) e cor (uC) da água decantada, dosagens dos produtos químicos: sulfato de alumínio líquido (mg.L⁻¹) – coagulante; cal hidratada (mg.L⁻¹) – alcalinizante e polímero – auxiliar de floculação e dados pluviométricos.

Dados de operação da ETA Bragança Paulista													
Data	Horário Coleta	Temperatura (°C)		Q (L.s ⁻¹)	pH bruta	Decantada		Filtrada		Sulfato (mg.L ⁻¹)	Cal (mg.L ⁻¹)	Polímero	Chuvas (mm)
		Ar	Água Bruta			UT	Cor	UT	Cor				
27/10/07	12h00	28	20	550	6,6	1,6	10	0,5	2,5	18,4	8,3	0,50%	1,0
	16h00	26	21	459	6,6	3,0	18	0,7	2,5	23,0	14,2	0,50%	1,0
28/10/07	12h00	26	20	400	6,6	1,5	10	0,4	2,5	16,9	11,4	0,50%	8,5
	16h00	28	20	550	6,6	1,6	10	0,5	2,5	18,4	8,3	0,50%	8,5
29/10/07	12h00	29	22	490	6,6	1,9	18	0,7	2,5	20,6	8,7	0,50%	0
	16h00	31	22	485	6,7	1,5	18	0,7	2,5	22,2	11,3	0,50%	0
30/10/07	12h00	29	23	495	6,6	1,8	15	0,3	2,5	21,4	9,4	0,50%	3,4
	16h00	31	22	485	6,7	1,5	18	1,0	2,5	22,2	11,3	0,50%	3,4

Tabela B7 – Carreira 7: Dados operacionais extraídos do boletim de controle diário de operação da ETA Bragança Paulista : vazão (Q) (L.s⁻¹), temperatura do ar e da água bruta (°C), pH da água bruta, turbidez (uT) e cor (uC) da água decantada, dosagens dos produtos químicos: sulfato de alumínio líquido (mg.L⁻¹) – coagulante; cal hidratada (mg.L⁻¹) – alcalinizante e polímero – auxiliar de floculação e dados pluviométricos.

Dados de operação da ETA Bragança Paulista													
Data	Horário Coleta	Temperatura (°C)		Q (L.s ⁻¹)	pH bruta	Decantada		Filtrada		Sulfato (mg.L ⁻¹)	Cal (mg.L ⁻¹)	Polímero	Chuvas (mm)
		Ar	Água Bruta			UT	Cor	UT	Cor				
31/10/07	12h00	29	23	475	6,6	1,7	15	0,3	2,5	22,7	9,3	0,50%	0
	16h00	23	24	479	6,6	1,5	18	0,4	2,5	19,7	4,1	0,50%	0
01/11/07	12h00	30	23	500	6,5	2,3	13	0,4	2,5	22,0	8,7	0,50%	7,5
	16h00	26	24	420	6,6	1,6	15	0,3	2,5	22,2	8,8	0,50%	7,5
02/11/07	12h00	26	24	426	6,7	1,8	13	0,5	2,5	23,2	15,8	0,50%	25,0
	16h00	27	24	540	6,7	2,4	15	0,6	2,5	19,8	8,1	0,50%	25,0
03/11/07	12h00	25	23	433	6,5	4,0	20	0,7	2,5	35,8	15,0	0,50%	42,0
	16h00	22	23	330	5,9	4,3	20	0,5	2,5	49,8	14,1	0,50%	42,0
04/11/07	12h00	23	23	410	6,7	3,1	20	0,7	2,5	35,7	15,9	0,50%	0
	16h00	19	23	395	6,4	4,0	20	1,0	2,5	38,7	6,6	0,50%	0

Tabela B8 – Carreira 8: Dados operacionais extraídos do boletim de controle diário de operação da ETA Bragança Paulista : vazão (Q) (L.s⁻¹), temperatura do ar e da água bruta (°C), pH da água bruta, turbidez (uT) e cor (uC) da água decantada, dosagens dos produtos químicos: sulfato de alumínio líquido (mg.L⁻¹) – coagulante; cal hidratada (mg.L⁻¹) – alcalinizante e polímero – auxiliar de floculação e dados pluviométricos.

Dados de operação da ETA Bragança Paulista													
Data	Horário Coleta	Temperatura (°C)		Q (L.s ⁻¹)	pH bruta	Decantada		Filtrada		Sulfato (mg.L ⁻¹)	Cal (mg.L ⁻¹)	Polímero	Chuvas (mm)
		Ar	Água Bruta			UT	Cor	UT	Cor				
05/11/07	12h00	22	22	470	6,4	5,0	25	0,7	2,5	19,0	11,1	0,50%	0
	16h00	19	22	480	6,6	4,7	20	1,0	2,5	45,5	11,1	0,50%	0
	12h00	22	22	460	6,3	4,1	25	0,6	2,5	46,5	14,2	0,50%	1,5
06/11/07	16h00	21	22	460	6,2	4,7	20	0,9	2,5	21,9	11,4	0,50%	1,5
	20h00	20	22	450	6,2	4,6	20	1,0	2,5	20,5	12,1	0,50%	1,5
07/11/07	12h00	24	22	495	6,1	4,9	20	0,6	2,5	30,9	9,9	0,50%	1,3
	16h00	26	22	448	6,6	2,2	20	0,4	2,5	35,2	9,9	0,50%	1,3
08/11/07	12h00	25	22	495	6,5	2,5	18	0,6	2,5	31,8	8,2	0,50%	0
	16h00	23	24	460	6,4	1,5	15	0,4	2,5	27,4	7,1	0,50%	0

Tabela B9 – Carreira 9: Dados operacionais extraídos do boletim de controle diário de operação da ETA Bragança Paulista : vazão (Q) (L.s⁻¹), temperatura do ar e da água bruta (°C), pH da água bruta, turbidez (uT) e cor (uC) da água decantada, dosagens dos produtos químicos: sulfato de alumínio líquido (mg.L⁻¹) – coagulante; cal hidratada (mg.L⁻¹) – alcalinizante e polímero – auxiliar de floculação e dados pluviométricos.

Dados de operação da ETA Bragança Paulista													
Data	Horário Coleta	Temperatura (°C)		Q (L.s ⁻¹)	pH bruta	Decantada		Filtrada		Sulfato (mg.L ⁻¹)	Cal (mg.L ⁻¹)	Polímero	Chuvas (mm)
		Ar	Água Bruta			UT	Cor	UT	Cor				
11/11/07	12h00	23	23	515	6,5	3,5	15	0,5	2,5	23,6	8,4	0,50%	47,5
	16h00	24	23	515	6,5	3,9	15	0,5	2,5	23,6	10,1	0,50%	47,5
12/11/07	12h00	22	21	485	6,6	4,6	15	0,5	2,5	38,5	17,8	0,50%	0
	16h00	19	22	485	6,6	5,8	15	0,9	2,5	38,5	17,8	0,50%	0
13/11/2007	12h00	20	22	466	6,6	3,9	15	0,4	2,5	33,8	13,2	0,50%	0
14/11/2007	16h00	21	21	555	6,5	2,1	15	0,4	2,5	23,5	5,1	0,50%	2,7

Tabela B10 – Carreira 10: Dados operacionais extraídos do boletim de controle diário de operação da ETA Bragança Paulista : vazão (Q) ($L.s^{-1}$), temperatura do ar e da água bruta ($^{\circ}C$), pH da água bruta, turbidez (uT) e cor (uC) da água decantada, dosagens dos produtos químicos: sulfato de alumínio líquido ($mg.L^{-1}$) – coagulante; cal hidratada ($mg.L^{-1}$) – alcalinizante e polímero – auxiliar de floculação e dados pluviométricos.

Dados de operação da ETA Bragança Paulista													
Data	Horário Coleta	Temperatura ($^{\circ}C$)		Q ($L.s^{-1}$)	pH bruta	Decantada		Filtrada		Sulfato ($mg.L^{-1}$)	Cal ($mg.L^{-1}$)	Polímero	Chuvas (mm)
		Ar	Água Bruta			UT	Cor	UT	Cor				
17/11/07	16h00	18	20	498	6,4	2,5	16	0,2	2,5	25,6	11,0	0,50%	0
18/11/07	16h00	22	21	454	6,5	2,3	19	0,1	2,5	25,2	9,2	0,50%	2,50
19/11/07	16h00	25	22	520	6,7	4,2	20	0,2	2,5	21,6	6,9	0,50%	2,60
20/11/07	16h00	23	22	510	6,6	1,8	20	0,2	2,5	24,2	12,8	0,50%	18,00
21/11/07	16h00	24	22	495	6,6	4,2	20	0,2	2,5	28,6	10,5	0,50%	0
22/11/07	16h00	23	22	515	6,6	2,7	15	0,5	2,5	35,4	7,6	0,50%	0

176

Tabela B11 – Carreira 11: Dados operacionais extraídos do boletim de controle diário de operação da ETA Bragança Paulista : vazão (Q) ($L s^{-1}$), temperatura do ar e da água bruta ($^{\circ}C$), pH da água bruta, turbidez (uT) e cor (uC) da água decantada, dosagens dos produtos químicos: sulfato de alumínio líquido ($mg L^{-1}$) – coagulante; cal hidratada ($mg L^{-1}$) – alcalinizante e polímero – auxiliar de floculação e dados pluviométricos.

Dados de operação da ETA Bragança Paulista													
Data	Horário Coleta	Temperatura ($^{\circ}C$)		Q ($L s^{-1}$)	pH bruta	Decantada		Filtrada		Sulfato ($mg L^{-1}$)	Cal ($mg L^{-1}$)	Polímero	Chuvas (mm)
		Ar	Água Bruta			UT	Cor	UT	Cor				
24/11/07	16h00	27	22	545	6,6	2,6	15	0,3	2,5	19,8	11,9	0,50%	0
25/11/07	16h00	23	22	400	6,5	2,2	15	0,1	2,5	19,7	11,6	0,50%	0
26/11/07	16h00	21	22	530	6,6	2,4	18	0,4	2,5	21,2	12,3	0,50%	0
27/11/07	16h00	26	23	459	6,7	2,0	15	0,3	2,5	20,8	9,2	0,50%	0
28/11/07	16h00	26	23	459	6,6	12,2	18	0,5	2,5	20,8	12,8	0,50%	0

Tabela B12 – Carreira 12: Dados operacionais extraídos do boletim de controle diário de operação da ETA Bragança Paulista : vazão (Q) (L.s⁻¹), temperatura do ar e da água bruta (°C), pH da água bruta, turbidez (uT) e cor (uC) da água decantada, dosagens dos produtos químicos: sulfato de alumínio líquido (mg.L⁻¹) – coagulante; cal hidratada (mg.L⁻¹) – alcalinizante e polímero – auxiliar de floculação e dados pluviométricos.

Dados de operação da ETA Bragança Paulista													
Data	Horário Coleta	Temperatura (°C)		Q (L.s ⁻¹)	pH bruta	Decantada		Filtrada		Sulfato (mg.L ⁻¹)	Cal (mg.L ⁻¹)	Polímero	Chuvas (mm)
		Ar	Água Bruta			UT	Cor	UT	Cor				
07/12/07	16h00	26	22	455	6,6	2,0	15	0,1	2,5	20,8	10,8	0,50%	0
08/12/07	16h00	29	22	535	6,4	6,9	30	0,1	2,5	50,5	9,78	0,50%	0
09/12/07	16h00	25	23	460	6,5	3,1	20	0,3	2,5	32,8	7,8	0,50%	0

Tabela B13 – Carreira 13: Dados operacionais extraídos do boletim de controle diário de operação da ETA Bragança Paulista : vazão (Q) (L.s⁻¹), temperatura do ar e da água bruta (°C), pH da água bruta, turbidez (uT) e cor (uC) da água decantada, dosagens dos produtos químicos: sulfato de alumínio líquido (mg.L⁻¹) – coagulante; cal hidratada (mg.L⁻¹) – alcalinizante e polímero – auxiliar de floculação e dados pluviométricos.

Dados de operação da ETA Bragança Paulista													
Data	Horário Coleta	Temperatura (°C)		Q (L.s ⁻¹)	pH bruta	Decantada		Filtrada		Sulfato (mg.L ⁻¹)	Cal (mg.L ⁻¹)	Polímero	Chuvas (mm)
		Ar	Água Bruta			UT	Cor	UT	Cor				
16/12/07	16h00	24	22	489	6,5	2,5	15	0,5	2,5	25,1	9,3	0,50%	0
17/12/07	16h00	24	22	495	6,4	2,2	15	0,4	2,5	23,6	9,6	0,50%	0
18/12/07	16h00	22	23	433	6,6	4,7	20	0,9	2,5	33,0	13,9	0,50%	16,4

Tabela B14 – Carreira 14: Dados operacionais extraídos do boletim de controle diário de operação da ETA Bragança Paulista : vazão (Q) (L.s⁻¹), temperatura do ar e da água bruta (°C), pH da água bruta, turbidez (uT) e cor (uC) da água decantada, dosagens dos produtos químicos: sulfato de alumínio líquido (mg/L) – coagulante; cal hidratada (mg.L⁻¹) – alcalinizante e polímero – auxiliar de floculação e dados pluviométricos.

Dados de operação da ETA Bragança Paulista													
Data	Horário Coleta	Temperatura (°C)		Q (L.s ⁻¹)	pH bruta	Decantada		Filtrada		Sulfato (mg.L ⁻¹)	Cal (mg.L ⁻¹)	Polímero	Chuvas (mm)
		Ar	Água Bruta			UT	Cor	UT	Cor				
22/01/08	16h00	19	22	493	6,6	3,3	20	1,0	2,5	36,5	15,9	0,50%	0,3
23/01/08	16h00	23	22	420	6,8	4,0	15	0,8	2,5	23,0	8,3	0,50%	0

Tabela B15 – Carreira 15: Dados operacionais extraídos do boletim de controle diário de operação da ETA Bragança Paulista : vazão (Q) ($L.s^{-1}$), temperatura do ar e da água bruta ($^{\circ}C$), pH da água bruta, turbidez (uT) e cor (uC) da água decantada, dosagens dos produtos químicos: sulfato de alumínio líquido ($mg.L^{-1}$) – coagulante; cal hidratada ($mg.L^{-1}$) – alcalinizante e polímero – auxiliar de floculação e dados pluviométricos.

Dados de operação da ETA Bragança Paulista													
Data	Horário Coleta	Temperatura ($^{\circ}C$)		Q ($L.s^{-1}$)	pH bruta	Decantada		Filtrada		Sulfato ($mg.L^{-1}$)	Cal ($mg.L^{-1}$)	Polímero	Chuvas (mm)
		Ar	Água Bruta			UT	Cor	UT	Cor				
29/01/08	16h00	22	22	394	6,6	2,5	15	0,2	2,5	24	13	0,50%	7,3
30/01/08	16h00	18	22	449	6,7	2,4	15	0,9	2,5	24	3	0,50%	26,3
31/02/08	16h00	28	21	480	6,5	1,9	15	0,5	2,5	30	12	0,50%	0,2
01/02/08	16h00	26	21	452	6,7	2,4	15	0,3	2,5	24	9	0,50%	16,5

**ANEXO C - LEVANTAMENTO DE CUSTOS DA PESQUISA
EM REAIS (R\$) E EM DÓLAR AMERICANO (US\$)**

Tabela C.1 – Custos gerais em reais (R\$) e em dólar americano (US\$) da confecção e instalação dos sistemas piloto dos reatores R1 e R2 e monitoramento laboratorial (análises físico-químicas) – Referência Julho/2008 - US\$ 1,59.

	Custos (R\$) ¹	Custos (US\$) ²
Tabela C2	320,36	201,48
Tabela C3	607,50	382,10
Tabela C4	25.267,73	15.891,65
Tabela C5	4.610,17	2.899,48
Total	30.805,76	19.374,71

Tabela C.2 – Quantidade de análises físico-químicas realizadas nos 15 ensaios dos reatores R1 e R2 e custos em reais (R\$) e em dólar americano (US\$) – Referência Julho/2008 - US\$ 1,59.

Análises físico-químicas	Quantidade (un)	Custos (R\$)	Custos (US\$)
Turbidez (uT)	848	-	-
Cor (uC)	848	-	-
pH	240	-	-
Ferro (mg.L ⁻¹)	196	123,48	77,66
Manganês (mg.L ⁻¹)	92	196,88	123,82
Total de análises	2.224	320,36	201,48

Tabela C.3 – Custos em reais (R\$) e em dólar americano (US\$) das soluções tampão e padrão utilizadas na calibração dos instrumentos de medição – Referência Julho/2008 - US\$ 1,59.

Soluções reagentes e padrões	Custos (R\$)	Custos (US\$)
Solução padrão formazina estabilizada, 100 ml, 4000 NTU	213,21	134,10
Solução padrão cor APHA, 500 UC, 100 ml, rastreável NIST	306,83	192,97
Solução tampão (buffer) pH 4,0, 1000 ml, rastreável NIST	43,73	27,50
Solução tampão (buffer) pH 7,0, 1000 ml, rastreável NIST	43,73	27,50
Total (R\$)	607,50	302,07

¹ Não foram incluídos custos (R\$) com materiais de tratamento de água, pois foi utilizada água coagulada da ETA Bragança Paulista.

² Não foram incluídos custos (R\$) com materiais de tratamento de água, pois foi utilizada água coagulada da ETA Bragança Paulista.

Tabela C.4 – Custos (R\$) dos instrumentos de medição e materiais de laboratórios

Equipamentos de medição e materiais de laboratório	Valor (R\$) (julho/2008)
Turbidímetro, 2100P,Hach,	3.000,00
Colorímetro digital, Aquacolor, Policontrol	2.847,15
Potenciômetro pH, modelo Star III, marca Orion e eletrodo combinado para pH, selado, junção anular, modelo 2A09, marca Analyser	2.396,00
Espectrofotômetro, DR2800, Hach	13.000,00
Agitador magnético sem aquecimento, modelo 257, marca Fanem, acompanha uma barra magnética revestida de teflon.	586,00
Destilador, cuba aço inox, tipo pilsen, 5 L.h ⁻¹ , marca Fanem	1.200,00
Deionizador, 50 L.h-1, marca Permution	650,00
Papel filtro quantitativo, filtração média, Whatman .	259,26
Sistema de para filtração (anel de ferro com mufa de alumínio ϕ 7cm, haste com base ferro ϕ 45 cm e funil de vidro ϕ 100 mm)	59,60
Jarros de ensaios de jarrestes, acrílico, 2L (2 unidades)	143,64
Cronômetro digital (hora/minuto/segundo), contagem regressiva, a prova de água, alarme, marca Cronobios, SW2018, com certificado de calibração RBC	151,00
Proveta,vidro, graduada, 1000 ml com certificado de calibração RBC, marca Satélite (2,00 unidades)	158,00
Pipeta, borossilicato, classe A, volumétrica, 2ml, marca Satélite, com certificado de calibração RBC (2,00 unidades)	119,80
Pipeta, borossilicato, classe A, volumétrica, 5 ml, marca Satélite, com certificado de calibração RBC (2,00 unidades)	121,38
Pipeta, borossilicato, classe A, volumétrica, 10 ml, marca Satélite, com certificado de calibração RBC (2,00 unidades)	130,38
Pipeta, borossilicato, classe A, volumétrica, 50 ml, marca Satélite, com certificado de calibração RBC (2,00 unidades)	150,54
Béquer forma alta, graduado, vidro, 100 ml (10,00 unidades) (2,00 unidades)	66,00
Balão volumétrico, borossilicato, classe A, fundo chato, 100 ml, com tampa de polietileno, com certificado de calibração RBC (2,00 unidades)	155,72
Pisseta, plástico (PE), sem graduação, 500 ml (4,00 unidades)	15,60
Papel higiênico interfolhado, folhas duplas e brancas, linha melpaper da Melhoramentos (20 pacotes)	49,18
Caneta marca permanente, cor azul	3,30
Total (R\$)	25.267,73
Total (US\$)	15.891,65

Tabela C.5 – Custos (R\$) de transporte, mão de obra, restauração, instalação e materiais utilizados na montagem dos sistemas piloto dos reatores R1 e R2

Serviços	Materiais	Quantidade	Valor (R\$) (julho/2008)
Base de concreto para fixação da plataforma	Cimento, CII, saco 50 kg, marca Votoran	02,00 un	33,80
	Madeira pinus 10cm x 2,5 cm	6,00 m	7,80
	Pedra (m)	0,50 m	27,50
	Malha de arame (2,00 m x 3,00 m)	1,00 un	27,50
	Areia (m)	0,50 m	32,80
Sistema de sifonamento	Plataforma suspensa em chapa de aço carbono 1020, 1,50 m x 2,00, piso antiderrapante, guarda corpo e estrutura de fixação dos tubos	-	2.660,00
	COLA-te marrom PVC 1" (DN 32), marca Tigre	2,00 un	3,56
	Tubo PVC marrom 1", marca Tigre	2,00 m	46,40
	Curva longa PVC marrom 90°, 1" (DN 32), marca Tigre	2,00 un	3,16
	Mangueira plástica cristal ¾"	2,00 m	7,00
	Mangueira plástica cristal ½"	2,00 m	3,60
	Mangueira plástica cristal 1"	2,00 m	10,00
	Mangueira plástica cristal 3/8"	2,00 m	3,60
	Madeira cambara (5cm x 2,0m) para fixação do quadro piezométrico e dos sífoes na caixa de água	3,00 m	3,51
	Retalhos de zinco (calha) utilizados para confecção de abraçadeiras para sustentação do quadro piezométrico, na fixação das reduções excêntricas à estrutura da plataforma e fixação dos sífoes na caixa de água.	-	10,00
Sistema do quadro piezométrico	Prateleira branca 120 cm x 30 cm	1,00 un	26,50
	Fita métrica, 50 cm (costureira)	3,00 un	3,00
	Tachinhas	01,00 caixa	2,40
	Gancho com bucha nº 06, Biehl	60,00 un	5,40
	Mangueira cristal, 5/16"	20,00 m	19,00
Sistema de redução excêntrica	Tubo PVC branco a esgoto, 2" (DN 50)	6,00 m	24,15
	Luva PVC esgoto 2"	2,00 un	3,00
	Redução excêntrica PVC branco (DN 75 x 50), Tigre	2,00 un	7,88
	Luva redução mista, PVC marrom, 1" x ¾" 2,50	2,00 un	0,00
	Tubo PVC marrom ¾", Amanco	6,00 m	10,64
	Abraçadeiras ¾"	2,00 un	1,08
Sistema de descarga e de entrada de água coagulada nos reatores R1 e R2	Mangueira cristal, 3/4"	15,00 m	48,60
	Adaptador cola/rosca PVC marrom, 2"	2,00 un	2,94
	Luva PVC branco, rosca, 2"	2,00 un	12,92
	TE, 3 lados cola, 2", PVC marrom	2,00 un	29,20
	Bucha de redução PVC marrom, 2" x ¾"	2,00 un	9,30
	Registro esfera PVC marrom, rosca, ¾", Tigre	2,00 un	23,10
	Adaptador mangueira ¾", AKROS	2,00 un	2,48
	Tubo PVC marrom, ¾"	2,00 m	21,28
	Registro esfera PVC marrom, 2"	2,00 un	89,50
	Joelho 90°, 2", PVC marrom, Amanco	2,00 un	23,94
	Tubo PVC marrom 2", Amanco	12,00 m	148,52
	Mangueira cristal, 3/4"	15,00 m	48,60
	Abraçadeiras ¾"	2,00 un	1,08
Sistema de saída de efluente dos reatores R1 e R2	Luva PVC marrom soldável 2", rosca/cola	2,00 un	12,00
	Bucha de redução PVC branco 2" x 1/2"	2,00 un	2,10
	Bucha de redução de PVC branco ½"x3/4"	2,00 un	3,10
	Adaptador ¾" cola/rosca PVC marrom	2,00 un	0,82
	Registro esfera PVC marrom ¾"	2,00 un	23,08
	Adaptador mangueira rosca ¾"	2,00 un	2,48
	Niple PVC branco ¾" (R2)	1,00 un	0,42
	Mangueira cristal, ¾"	20,00 m	70,00
	Abraçadeiras ¾"	2,00 un	1,08
Sistema de entrada de água coagulada e conexões da caixa de água	Caixa de água, 100 litros, marca Fortlev	1,00 un	46,14
	Adaptador PVC marrom soldável 1"	1,00 un	0,87
	Luva PVC branco 1"	1,00 un	0,66
	Flange PVC marrom ¾"	1,00 un	6,22
	Luva mista rosca/cola PVC azul ¾"	1,00 un	3,00
	Niple PVC azul ¾"	1,00 un	0,42
	Registro gaveta metal, DECA 1510, ¾" 0	1,00 un	20,20
	Registro esfera PVC marrom, ¾", rosca macho	1,00 un	11,54
	Mangueira cristal, 1"	10,00 m	50,00
	Mangueira cristal, ½"	10,00 m	18,00
	Mangueira cristal, ¾"	10,00 m	35,00
	Abraçadeiras ¾"	2,00 un	1,08
	Abraçadeiras ½"	2,00 un	1,62
	Adaptador mangueira 1"	1,00 un	1,62
Materiais Diversos	Cola super bonde Loctite 5g	2,00 un	9,80
	Fita veda rosca, 18 mm x 50 m, Tigre	3,00 un	7,80
	Cola silicone polytic, 50 g, PULVITEC	01,00 un	2,76
	Adesivo plástico, bisnaga, 17g, Tigre	02,00 un	2,04
	Lixa d'água, Norton 100	02,00 un	1,30
	Cola para tubo, Tigre	01,00 un	6,05
Restauração do tubos acrílicos φ 20 cm	Tubo PVC branco, φ 20 cm (8"), Tigre	06,00 m	182,23
	Caps PVC branco, φ 20 cm (8"), Tigre	02,00 un	132,00
Tubos acrílicos φ 20 cm	Doação UNICAMP/FEC/DAS foram restauradas as trincas e complementada a altura útil de 2,80 m com tubo PVC branco φ 20 cm	2,00	0,00
Frete com transporte dos tubos acrílicos	De Campinas (laboratório de Protótipos) a SABESP/ETA Bragança Paulista	-	210,00
Serviços de mão de obra	-	-	300,00
Total (R\$)			4.610,17
Total (US\$)			2.899,48