UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AMBIENTAL

DANIELI SOARES DE OLIVEIRA

AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE TURBIDEZ EM FUNÇÃO DE VARIAÇÕES NO COMPRIMENTO DE FLOCULADORES TUBULARES HELICOIDAIS

Vitória/ ES
2008

DANIELI SOARES DE OLIVEIRA

AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE TURBIDEZ EM FUNÇÃO DA VARIAÇÃO DE COMPRIMENTO EM FLOCULADORES TUBULARES HELICOIDAIS

Dissertação apresentada ao Programa de Mestrado em Engenharia Ambiental do Centro Tecnológico da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para obtenção do Grau de Mestre em Ciências em Engenharia Ambiental.

Orientador: Prof. Edmilson Costa Teixeira, Ph.D.

Vitória - ES

2008

Dados Internacionais de Catalogação-na-publicação (CIP)
(Biblioteca Central da Universidade Federal do Espírito Santo, ES, Brasil)

O48a

Oliveira, Danieli Soares de, 1982-
Avaliação da eficiência de remoção de turbidez em função de variações no comprimento de floculadores tubulares helicoidais / Danieli Soares de Oliveira. - 2008.
116 f. : il.

Orientador:Edmilson Costa Teixeira.
Dissertação (mestrado) – Universidade Federal do Espírito Santo, Centro Tecnológico.

1. Água – Purificação. 2. Floculação. I. Teixeira, Edmilson Costa. II. Universidade Federal do Espírito Santo. Centro Tecnológico. III. Título.

CDU: 628

DANIELI SOARES DE OLIVEIRA

"AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE TURBIDEZ EM FUNÇÃO DA VARIAÇÃO DE COMPRIMENTO EM FLOCULADORES TUBULARES HELICOIDAIS"

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental do Centro Tecnológico da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para obtenção do grau de **Mestre em Ciências em Engenharia Ambiental.**

Aprovada em 25 de agosto de 2008

COMISSÃO EXAMINADORA:

Prof. Edmilson Costa Teixeira, Ph.D.
Universidade Federal do Espírito Santo
Orientador

Prof. Edumar Ramos Cabral Coelho, Dr.
Universidade Federal do Espírito Santo
Examinador interno

Prof. Elvis Carissimi, Dr.
Universidade Luterana do Brasil
Examinador Externo

DEDICATÓRIA

Ao meu querido noivo,

Clainer Bravin

Em gratidão pelo grande e contínuo apoio em todas as fases desse trabalho e por sempre ter acreditado no meu sucesso.

AGRADECIMENTOS

À minha família e amigos, por todo incentivo e apoio;

Ao Professor Edmilson Costa Teixeira, pela orientação e valiosas contribuições para a realização desse trabalho;

À CAPES, pela bolsa de estudos concedida e ao CNPq pelo apoio financeiro para a aquisição de materiais e equipamentos para a realização dos experimentos;

Ao técnico do laboratório de hidráulica, Antônio Carlos de Souza, pela disponibilidade, dedicação e grande apoio na parte experimental;

Aos colegas do grupo de Reatores e do Labgest, pelas sugestões, contribuições técnicas e excelente ambiente de trabalho;

À aluna de iniciação científica Gisèle Helmer pela dedicação, assiduidade, pontualidade e grande ajuda na parte experimental;

À todos que, direta ou indiretamente, auxiliaram na execução deste trabalho.

RESUMO

O emprego de floculadores hidráulicos é bastante comum em estações de tratamento de água de pequeno e médio porte, visto que a própria energia da corrente líquida é aproveitada para promover o choque entre as partículas. No entanto, os floculadores hidráulicos geralmente empregados são constituídos de compartimentos, obrigando a corrente líquida a mudar de direção e sentido a cada mudança de compartimento. Tais mudanças promovem aumentos locais no gradiente médio de velocidade, o que pode promover o rompimento dos flocos anteriormente formados. Neste contexto, alguns trabalhos têm apresentado um sistema de floculação formado por um reator tubular helicoidal, que apresenta uma melhor distribuição de energia no seu interior, minimizando as mudanças nas características do escoamento. No entanto, verificou-se que em grande parte dos trabalhos os comprimentos dos reatores são mantidos constantes, sendo analisados apenas outros parâmetros, tais como vazão, gradiente médio de velocidade e tempo de detenção. Além disso, muitos trabalhos não avaliam os processos de agregação e ruptura dos flocos, que está diretamente relacionado com a eficiência da floculação. Diante disso, foram definidos como objetivos deste trabalho avaliar a influência do comprimento do reator na eficiência de remoção de turbidez, bem como avaliar os processos de agregação e ruptura de flocos. Para isso, foram utilizadas as vazões de alimentação de 1 e 2 L/min para os diâmetros de reatores de 3/8”e 1/2” e de 4 L/min para o diâmetro de reator de 5/8”, sendo que para cada um foram fabricados oito reatores com comprimentos distintos. Foi verificado que, para todas as configurações estudadas, a eficiência de remoção de turbidez aumenta até um valor máximo e depois decresce com o aumento do comprimento dos reatores. Com relação aos coeficientes de agregação e ruptura, foi verificada uma redução nos valores destes coeficientes com o aumento do gradiente médio de velocidade, o que concorda com o resultado obtido no trabalho de Brito (1998). Ao final foi proposto um modelo de previsão de eficiência de remoção de turbidez utilizando os dados obtidos neste trabalho e no trabalho de Silva (2007), obtendo uma correlação entre os dados experimentais e calculados de 0,82, indicando que esse modelo pode ser uma ferramenta útil para um melhor entendimento deste tipo de reator.

ABSTRACT

The use of hydraulic flocculators is quite common in small and medium water treatment plants, because the hydraulic energy is used to promote the collision between the particles, which leads to crowding, under appropriate conditions. However, the hydraulic flocculators generally consist of compartments, forcing the current flux to change direction to each compartment. Such changes promote increases in local average, which can promote the rupture of aggregates. In this context, some studies have shown a flocculation system formed by a tubular helical flocculator, which has a better distribution of energy within it, minimizing the changes in the flow characteristics. However, in a lot of works the reactors' length are kept constant, being discussed only other parameters such as flow rate, average velocity gradient and residence time. Moreover, many works don't evaluate the flocs' process, which is directly related to the flocculation's efficiency. Given this, were defined as objectives of this study to evaluate the influence of the length of the reactor and the flocs' aggregation and breakup process. For that, were used 1 and 2 L / min for the diameters of reactors of 3/8 "and 1/2" and 4 L / min for the diameter of reactor of 5/8", with eight different lengths for each reactor. For all settings studied the increases to a maximum value and then decreases with increasing the length of the reactors. Regarding the coefficients of aggregation and breakup, there was a reduction in this values with the increase in the average velocity gradient, which agrees with the result obtained in Brito's work (1998). Finally, it was proposed a model to predict the performance of efficiency of turbidity removal using data obtained in Silva's work (2007) and in this work, obtaining a correlation between the experimental data and calculated data of 0.82, indicating that this model may be a useful tool for a better understanding of this type of reactor.

LISTA DE TABELAS

Tabela 3-1 - Faixa de valores do gradiente médio de velocidade para floculadores recomendado pela literatura 33
Tabela 4-6 – Faixas de trabalho dos parâmetros utilizados nos modelos propostos por Pelissari (2006), Silva (2007) e neste trabalho. 59
Tabela 4-7 – Relação entre os parâmetros a serem utilizados no modelo e suas respectivas dimensões e símbolos 61
Tabela 4-8 - Relação dos parâmetros adimensionais encontrados a partir do Teorema de Buckingham 61
Tabela 5-2 – Relação entre os principais parâmetros hidráulicos e geométricos obtidos para os reatores de comprimento ótimo obtidos experimentalmente. 75
Tabela 5-3 – Resultados da determinação dos coeficientes de agregação (K_A) e Ruptura (K_B) e da relação N_0/N, com a utilização do Método de Bratby Modificado. 77
Tabela 5-5 – Análises de sensibilidade relativa dos parâmetros adimensionais utilizados na Equação 5-2..... 96

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 – Esquema representativo do Tratamento de água Convencional..... 24
Figura 3.2 – Desempenho de floculação e sedimentação (N_0/N) para uma faixa de valores de T_F e G_F, sendo utilizado sulfato de alumínio como coagulante. Dosagem = 15mg/L; pH = 7,6; N_0 = 3,13uT; G = 500s^{-1} e T = 10s. Fonte: Bratby (1981) apud Di Bernardo e Dantas (2005). 30
Figura 3.3 – Valores de Desempenho de floculação (N_0/N) em função do tempo de floculação obtidos no trabalho de Brito (1998). Fonte: Brito (1998) apud Di Bernardo e Dantas (2005). 31
Figura 4.1 - Esquema representativo do circuito hidráulico utilizado neste trabalho. 44
Figura 4.2 - Foto do circuito hidráulico utilizado no Laboratório de Hidráulica da Universidade Federal do Espírito Santo (UFES)..... 45
Figura 4.3 - Foto Representativa de um Floculador Tubular Helicoidal 46
Figura 4.4 – Esquema representativo do decantador utilizado, cotas em centímetros. 48
Figura 4.5 – Foto do sistema de decantação com seus principais elementos 49
Figura 4.6 – Foto do misturados utilizado na preparação da água sintética. 53
Figura 5.2 - Eficiência de Remoção de Turbidez em função da Turbidez Inicial para os Diâmetros de 3/8”, 1/2" e 5/8”. 66
Figura 5.3 - Eficiência de Remoção de Turbidez para as Vazões de 0,5 a 4,0 L/min e Diâmetros de Enrolamento de 10 e 30 cm. 68
Figura 5.4 - Relação entre Comprimento dos Reatores e Eficiência de Remoção de Turbidez para os Três Diâmetros de Reator Estudados (3/8”, 1/2” e 5/8”) 70
Figura 5.5 (a)- Relação entre Comprimento dos Reatores e Eficiência de Remoção de Turbidez para os três Diâmetros de Reator Estudados (3/8”) 71
Figura 5.8 – Eficiência de Remoção de Turbidez em função do Volume e do Diâmetro dos Reatores 80
Figura 5.10(b) - Relação entre o Comprimento dos Reatores e o Gradiente Médio de Velocidade para o Diâmetro de reator de 5/8” e Vazão de 2L/min. 82
Figura 5.11 (a)- Relação entre o número de Camp e a Eficiência de Remoção de Turbidez para os Diâmetros de reator 3/8”e 1/2”..... 83
Figura 5.12 (b) 84
Figura 5.13 – Comparação entre as tendências relativas ao Número de Camp obtidas neste trabalho e nos trabalhos de Pelissari (2006) e Silva (2007), para o diâmetro de reator de 1/2".85
Figura 5.14 - Relação entre o número de Reynolds e a Eficiência de Remoção de Turbidez para Comprimentos Ótimos de Reatores 86

Figura 5.15 - Relação entre a Eficiência de Remoção de Turbidez obtidos experimentalmente e através dos modelos propostos por Pelissari (2006) e Silva (2007) 87
Figura 5.16 - Relação entre os valores obtidos experimentalmente no trabalho de Silva (2007) e neste trabalho com a utilização da equação proposta por Silva (2007) 88
Figura 5.17 - Diferença entre os valores obtidos experimentalmente e os obtidos através da Equação 3-11 proposta por Silva (2007) 90
Figura 5.18 - Relação entre a Eficiência de remoção de turbidez obtidos experimentalmente e através da Equação 5-1 proposta neste trabalho 91
Figura 5.20 - Relação entre a Eficiência de remoção de turbidez obtidos experimentalmente e através da Equação 5-2 proposta neste trabalho. 93
Figura 5.21 - Diferença entre os valores obtidos experimentalmente e os obtidos com a utilização da Equação 5-2 proposta neste trabalho. 94

LISTA DE SÍMBOLOS, SIGLAS E ABREVIATURAS

Símbolo	Significado	Dimensão
Ca	Número de Camp	-
d	Diâmetro do floculador	[L]
D	Diâmetro do enrolamento	[L]
Ef	Eficiência de floculação (%)	-
G	Gradiente médio de velocidade	$[T^{-1}\}$
g	Aceleração da gravidade	$[LT^{-2}]$
hf	Perda de carga	[L]
L	Comprimento do floculador	[L]
Le	Comprimento equivalente do floculador	[L]
p	Passo do enrolamento	[L]
P	Potência dissipada média	$[ML^2T^{-3}]$
pH	Potencial hidrogeniônico	-
Q	Vazão de escoamento	$[L^3T^{-1}]$
r	Raio do floculador	[L]
R	Raio de enrolamento	[L]
Re	Número de Reynolds	-
T	Tempo teórico de detenção	[T]
u	Velocidade axial do escoamento	$[LT^{-1}]$
V	Volume do floculador	$[L^3]$
Letras Gregas		
μ	Viscosidade dinâmica	$[ML^{-1}T^{-1}]$
ρ	Massa específica da água	$[ML^{-3}]$
γ	Peso específico da água	$[MT^{-2}L^{-2}]$
Siglas		
Cesan	Companhia Espírito-Santense de Água e Saneamento	-
ETA	Estação de Tratamento de Água	-

FTH	Floculador Tubular Helicoidal	-
UFES	Universidade Federal do Espírito Santo	-
UNT	Unidades nefelométricas de turbidez	-

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO 18

2. OBJETIVOS 21

2.1. Objetivo Geral 21

2.2. Objetivos Específicos 21

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA 23

3.1. Aspectos Gerais do Tratamento de Água 23

3.2. Coagulação e Floculação 25

3.2.1. Agregação e Ruptura de Flocos 27

3.2.2. Principais Parâmetros Intervenientes nos Processos de Coagulação e Floculação 32

3.3. Floculadores Hidráulicos 35

3.4. Floculadores Tubulares Helicoidais 37

3.4.1. Conceitos Básicos 37

3.4.2. Estado da Arte 37

4. MATERIAL E MÉTODOS 44

4.1. Descrição do Circuito Hidráulico 44

4.1.1. Floculador Tubular Helicoidal 46

4.1.2. Decantador 47

4.2. Caracterização dos Floculadores Tubulares Helicoidais 50

4.2.1. Eficiência de Remoção de Turbidez 50

4.2.2. Perda de Carga (h_F) 51

4.2.3. Gradiente de Velocidade (G) 51

4.2.4. Tempo Teórico de Detenção (T) 51

4.2.5. Números de Camp (Ca) e Reynolds (Re) 52

4.3. Procedimentos Experimentais 52

4.3.1. Preparação da Água Sintética 52

4.3.2. Produtos Químicos Utilizados 54

4.3.3. Construção do Diagrama de Coagulação 55

4.3.4. Definição da Turbidez Inicial da Água Sintética e do Diâmetro de Enrolamento 56
4.3.5. Análise da Influência das Variações de Comprimento dos Reatores na Eficiência de Remoção de Turbidez 57
4.4. Metodologia de Análise de Dados 58
4.4.1. Métodos de Interpolação de Dados 58
4.4.2. Definição das Faixas de Trabalho dos Parâmetros Utilizados nos Modelos Propostos por Pelissari (2006), Silva (2007) e neste Trabalho 59
4.4.3. Análise Dimensional e de Regressão Linear Múltipla 60
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO 64
5.1. Resultados Preliminares 64
5.1.1. Caracterização do Diagrama de Coagulação. 64
5.1.2. Avaliação da Eficiência de Remoção de Turbidez em Função da Turbidez Inicial da Água Sintética 66
5.1.3. Avaliação do Diâmetro de Enrolamento em Função da Eficiência de Remoção de Turbidez 67
5.1.4. Considerações Finais 68
5.2. Avaliação da Influência do Comprimento dos Reatores na Eficiência de Remoção de Turbidez 69
5.3. Avaliação dos Processos de Agregação e Ruptura durante a Floculação 73
5.3.1. Avaliação dos Coeficientes Angulares das Retas Obtidas a Montante e Jusante do Ponto de Eficiência Máxima 73
5.3.2. Avaliação dos Coeficientes de Agregação e Ruptura (K_A e K_B) 76
5.4. Análise de Modelos de Estimativa de Eficiência de Remoção de Turbidez 79
5.4.1. Caracterização dos Principais Fatores Intervenientes no processo de Floculação 79
5.4.1.1. Geometria dos Reatores 79
5.4.1.2. Número de Camp 81
5.4.1.3. Número de Reynolds 85

5.4.2. Relação entre os Valores de Eficiência de Remoção de Turbidez obtidos Experimentalmente e os obtidos através dos Modelos propostos por Pelissari (2006) e Silva (2007) 86
5.4.3. Proposição de Modelo para Estimativa de Eficiência de Remoção de Turbidez em Floculadores Tubulares Helicoidais 92
5.4.4. Análise de Sensibilidade dos Parâmetros Intervenientes na Estimativa de Eficiência de Remoção de Turbidez obtida neste Trabalho 95
6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES 99
6.1. Conclusões Gerais 99
6.2. Conclusões Específicas 99
6.3. Recomendações para Trabalhos Futuros 100
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS 103
ANEXO 1 108
ANEXO 2 115

INTRODUÇÃO

1. Introdução

Técnicas de tratamento de água têm sido muito estudadas nas últimas décadas, contribuindo significativamente para execução de projetos mais racionais e para a melhoria das unidades já existentes, aumentando a eficiência do processo de tratamento.

A eficiência das estações de tratamento de água é governada por diversos fatores, destacando-se as características da água bruta, a adequabilidade do coagulante, o controle dos processos de coagulação e floculação e a qualidade da manutenção e operação. O objetivo de produzir água de boa qualidade deve ser alcançado ao menor custo possível, seja na construção e manutenção das unidades ou na utilização de produtos químicos.

Dentre as etapas existentes em uma estação de tratamento de água, a floculação é de grande importância, pois dela depende a eficiência das unidades subseqüentes, tais como sedimentação e filtração (Argaman e Kaufman, 1968).

Desta forma, um maior entendimento dos processos que ocorrem no interior dos floculadores representa um grande avanço, pois além de fornecer informações quanto ao funcionamento dos mesmos, permite a adoção de procedimentos mais racionais de projeto e de utilização, verificando aumentos na eficiência e redução no custo do processo.

Em muitos países em desenvolvimento como o Brasil, é comum o emprego de floculadores hidráulicos (McConnachie e Liu, 1993; Haarhoff, 1998; Liu; Crapper e McConnachie, 2004, Souza, 2005) que aproveitam a própria energia da corrente líquida para promover o choque entre as partículas, o que leva à aglomeração, sob condições adequadas. No entanto, os floculadores hidráulicos atualmente empregados no tratamento de água e efluentes são constituídos de compartimentos, obrigando a corrente líquida a mudar de sentido a cada mudança de compartimento. Esta mudança

de direção do escoamento promovida pelos floculadores ditos chicanados promove um aumento local no gradiente de velocidade (Haarhoff e Van der Walt, 2001; Salgado, 2004) o que pode promover o rompimento dos flocos anteriormente formados.

Neste contexto, diversos autores têm apresentado um sistema de floculação em linha formado por um Reator Tubular Helicoidal (Grohmann et Al., 1981; Carissimi, 2003; Pelissari, 2006, Sartori, 2006; Silva, 2007). Este tipo de reator aproveita a energia hidráulica do fluxo em seu interior para dispersar os reagentes utilizados e promover a floculação dos particulados.

Além disso, diversos autores propõem a utilização do modelo matemático proposto por Argaman e Kaufman (1968), tais como Bratby (1977) e Brito (1998), com a utilização de coeficientes de agregação e ruptura (K_A e K_B) para um melhor entendimento do processo de floculação. A avaliação destes processos ao longo do comprimento do reator se faz necessária, visto que em diversos trabalhos o comprimento do reator é mantido constante, sendo analisados apenas a variação de outros parâmetros como vazão, gradiente médio de velocidade e tempo de detenção.

Trabalhos anteriores (Pelissari, 2006 e Silva, 2007) propuseram modelos de estimativa de eficiência de remoção de turbidez em floculadores tubulares helicoidais, porém verifica-se a necessidade de aumento da representatividade estatística e ampliação das faixas de trabalho, principalmente para o parâmetro relacionado ao comprimento do reator, visto que a avaliação deste parâmetro pode contribuir para a obtenção de faixas de eficiência máxima, otimizando o desempenho do mesmo.

Portanto, diante de uma tecnologia ainda pouco explorada e da possibilidade de contribuição para um maior entendimento sobre o desempenho do processo de floculação em floculadores tubulares helicoidais, foram definidos os objetivos do presente trabalho.

OBJETIVOS

2. Objetivos

2.1. Objetivo Geral

Estudar o comportamento hidráulico e o desempenho de processo dos Floculadores Tubulares Helicoidais visando o desenvolvimento de tecnologias mais eficientes para a remoção de turbidez em águas de abastecimento ou efluentes.

2.2. Objetivos Específicos

- Avaliar a existência de comprimento ótimo em Floculadores Tubulares Helicoidais, assim como analisar os processos de agregação e ruptura dos flocos, utilizando os dados obtidos experimentalmente com a variação do comprimento dos reatores.

- Propor modelo de previsão de eficiência de remoção de turbidez em Floculadores Tubulares Helicoidais com base nos dados experimentais obtidos neste trabalho e no trabalho de Silva (2007), bem como desenvolver análise de sensibilidade dos parâmetros que o compõe.

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3. Revisão Bibliográfica

Este capítulo refere-se à revisão bibliográfica e fundamentação teórica necessárias para o desenvolvimento da pesquisa. Inicialmente serão descritos os aspectos gerais do tratamento de água, com ênfase as etapas de coagulação e floculação. Em seguida serão descritos os floculadores hidráulicos, com especial atenção aos floculadores tubulares helicoidais, que serão os principais objetos de estudos desse trabalho.

3.1. Aspectos Gerais do Tratamento de Água

A água é um recurso natural essencial à vida e à manutenção de todos os ecossistemas. A qualidade da água é de suma importância, pois a presença de determinadas substâncias, microorganismos e elementos químicos podem prejudicar a saúde humana.

O crescimento sem planejamento das cidades, a falta de saneamento básico e a ocupação desordenada das margens de mananciais têm intensificado a contaminação e degradação dos recursos hídricos, que necessitam de tratamento adequado para serem utilizados. Segundo Di Bernardo e Dantas (2005), do ponto de vista tecnológico, água de qualquer qualidade pode ser, teoricamente, transformada em água potável, porém os custos envolvidos e a confiabilidade na operação e manutenção podem inviabilizar totalmente o uso de determinado curso d'água como fonte de abastecimento.

O objetivo do tratamento de água é condicionar as características da água bruta, a fim de atender à qualidade necessária a um determinado uso. Ele pode ser parcial ou completo/ convencional, de acordo com a análise prévia de suas características físicas, químicas e biológicas.

A Figura 3.1, retirada do site da CETESB em 03/01/2008, representa o processo de tratamento de água em ciclo completo. Inicialmente ocorre a captação da água no

manancial, e a água é bombeada para a estação de tratamento. Em seguida a água bruta é coagulada geralmente com um sal de alumínio ou de ferro, onde ocorre a formação de precipitados do metal do coagulante, nos quais são aprisionadas as impurezas. Esse fenômeno ocorre na unidade de mistura rápida, a qual pode ser hidráulica ou mecanizada, dependendo da vazão a ser tratada, da qualidade da água bruta e, principalmente, das condições disponíveis para operação e manutenção. Em seguida, a água coagulada é submetida à agitação lenta até que os flocos alcancem tamanho e massa específica suficientes para que sejam removidos por sedimentação nos decantadores. A água clarificada é encaminhada para unidades filtrantes contendo materiais granulares, tais como antracito e areia. Ao final dessa etapa ocorre a desinfecção e fluoração, onde ocorre a inativação dos microorganismos patogênicos presentes na água e a adição de flúor para a redução na incidência de cárie dentária. Após estas etapas a água é considerada própria para consumo humano e é distribuída para a população.

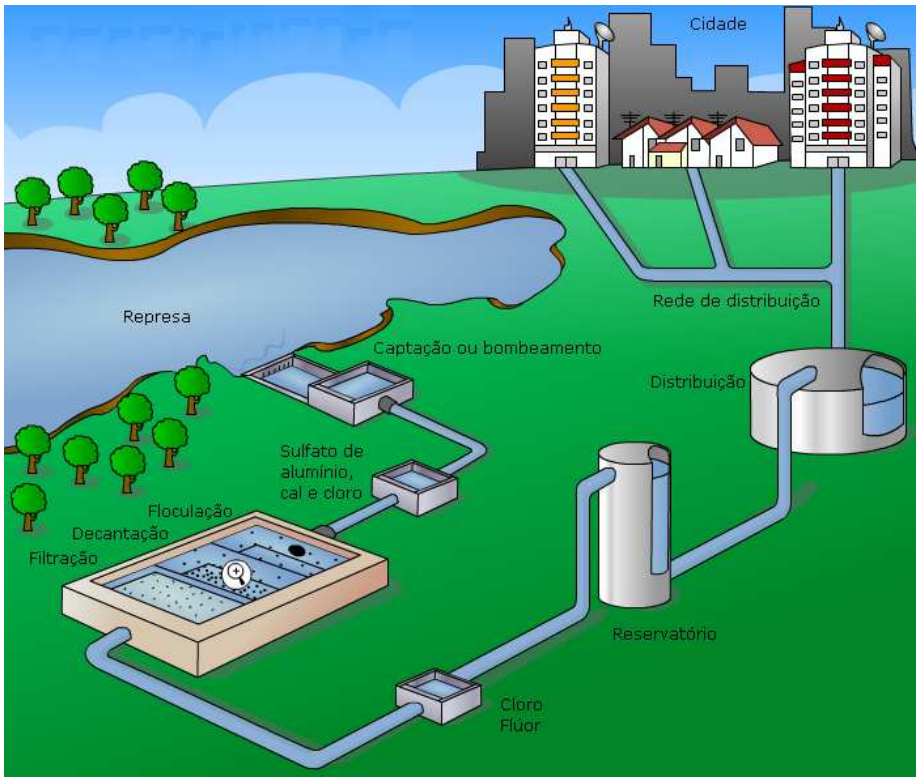


Figura 3.1 – Esquema representativo do Tratamento de água Convencional

Fonte: www.cetesb.sp.gov.br, acesso em 03/01/2008

Dentre as etapas descritas, serão mais bem detalhadas as etapas de coagulação e floculação, visto que essas etapas são os principais objetos de estudo deste trabalho.

3.2. Coagulação e Floculação

Diversas impurezas podem estar presentes na água a ser tratada, tais como partículas coloidais, microorganismos e substâncias húmicas. Essas impurezas possuem carga superficial negativa, o que impede a aproximação das mesmas. Por este motivo, é adicionada à água a ser tratada um coagulante (habitualmente sais de alumínio ou ferro), para a formação de espécies hidrolisadas com carga positiva. Dessa forma, a força iônica do meio é alterada, permitindo que as partículas se aproximem e se juntem, formando flocos que podem ser removidos através da sedimentação, flotação e/ou filtração.

Segundo Di Bernardo e Dantas (2005), atualmente considera-se a coagulação como a atuação individual ou a combinação de quatro mecanismos distintos: compressão da camada difusa; adsorção e neutralização de cargas; varredura e formação de pontes. O mecanismo de varredura é importante quando se deseja formar flocos de maior tamanho e com velocidades de sedimentação relativamente altas se comparados com flocos obtidos através da coagulação em outros mecanismos.

O mecanismo de varredura é muito utilizado nas estações de tratamento de água nas quais a floculação e sedimentação (ou flotação) antecedem a filtração rápida. De acordo com a dosagem de coagulante adicionada, do pH da mistura e da concentração de alguns tipos de íons na água, poderá ocorrer a formação de precipitados.

No entanto, é importante esclarecer que não há dosagem ótima de coagulante, tampouco pH de coagulação ótimo. Na verdade existe um par de valores “dosagem de coagulante x pH de coagulação” apropriados para cada situação, levando em conta a necessidade de utilização de acidificante e alcalinizante, os custos dos produtos químicos, a turbidez remanescente utilizada, etc. Para a escolha deste par de valores,

Pavanelli (2001) reforça a importância de se construir o diagrama de coagulação para cada água de estudo e, assim, verificar as regiões de maior remoção de cor e turbidez.

A floculação consiste na interação entre as partículas desestabilizadas e os precipitados de metal ou espécies hidrolisadas positivas, formando flocos que serão removidos posteriormente por sedimentação, flotação ou filtração.

Na água, a interação entre as partículas decorre da ação de três mecanismos distintos: interação pericinética – em decorrência da energia térmica (movimento Browniano), as moléculas de água causam movimento errático das partículas, favorecendo encontros entre as mesmas; interação ortocinética – tanto no escoamento laminar como no turbulento, os gradientes de velocidade são responsáveis pelos encontros das partículas; sedimentação – partículas com diferentes velocidades de sedimentação podem se encontrar (Di Bernardo e Dantas, 2005).

Como a maioria das dispersões coloidais possui partículas relativamente grandes para se movimentarem com energia própria, a agregação destas pelo movimento Browniano não produz resultados relevantes. Este tipo de interação poderá ser significativo para as partículas menores, as quais se agregam e formam partículas maiores. A maioria dos trabalhos que aborda o processo de floculação despreza os efeitos da floculação pericinética, pois ela mostra-se mais eficiente para as partículas de diâmetro inferior a 1μm (Bratby, 1981; Liu, Crapper e McConnachie, 2004), e, por isso, limita-se à fase inicial do processo. O período de ocorrência da floculação devido ao movimento Browniano é pequeno, em torno de poucos segundos; por este motivo possui pouca relevância se comparado às interações provocadas pelas tensões de cisalhamento geradas pelo escoamento turbulento (Camp, 1953 apud Souza, 2005).

A continuidade do processo (aumento dos flocos) se dá através de uma agitação/ mistura da suspensão. Durante o processo de floculação, a água encontra-se em constante movimento, fazendo com que os efeitos da turbulência se tornem mais relevantes ao serem comparados com os efeitos da sedimentação diferencial das

partículas, visto que a sedimentação diferencial possui maior relevância na etapa de remoção dos flocos, quando a clarificação da água é realizada pelo processo de decantação, o que torna a análise deste fenômeno desnecessária na unidade de floculação (Lawler; Izurieta; Kao, 1983). Assim, a floculação ortocinética se sobressai em relação aos outros dois mecanismos responsáveis pela floculação (Souza, 2005).

3.2.1. Agregação e Ruptura de Flocos

Durante a floculação, a agitação imposta ao meio líquido promove dois efeitos simultaneamente: a agregação e a ruptura. Basicamente, a agregação é resultado dos encontros das partículas desestabilizadas, sendo que a agitação promove uma maior taxa de encontros, formando aglomerados ou flocos; na ruptura ocorre a erosão dos flocos por forças de cisalhamento, as quais são normalmente acentuadas com uma agitação intensa ou um grande tempo de floculação, causando a degradação parcial ou total dos flocos em poucos segundos.

Velocidades relativamente altas podem gerar a formação de gradientes de velocidade que propiciem a erosão dos flocos antes de sua remoção. No entanto, foi verificado em alguns trabalhos (Yukselen e Gregory, 2002 e Voltan, 2007) que, retornando as condições iniciais de agitação, pode se observar que os flocos voltam a crescer, sendo este fenômeno denominado refloculação. Nesses trabalhos foram estudados os efeitos da ruptura e da refloculação no tamanho dos flocos em reatores estáticos, sendo verificado que a refloculação depende do tempo de agitação e do gradiente de velocidade de ruptura. Os autores concluíram também que os flocos formados com suspensão de argila e sulfato de alumínio se rompem em poucos segundos quando a intensidade da agitação aumenta; retornando as condições iniciais observa-se o recrescimento dos flocos até um tamanho limitado, menor do que o encontrado inicialmente.

Com o intuito de investigar os aspectos relacionados à agregação e ruptura dos flocos, serão apresentados dois métodos de análise: o Método de Bratby e o Método de Bratby Modificado.

Método de Bratby

A equação proposta por Argaman e Kaufman (1968) para descrever a cinética da floculação em reator estático, assumindo o número de partículas primárias igual a turbidez remanescente, é semelhante a Equação 3-1 dada por:

$$\frac{dn}{dt} = -K_A.n_T.G_F + K_B.n_0.(G_F)^2$$

Equação 3-1

Onde:

n_0 = número de partículas primárias por unidade de volume no tempo t=0;

n_T = número de partículas primárias por unidade de volume no tempo t;

$\frac{dn}{dt}$ = variação do número de partículas primárias por unidade de volume em relação ao tempo;

K_A = coeficiente de agregação;

K_B = coeficiente de ruptura;

G_F = gradiente médio de velocidade durante a floculação

O termo $-K_A.n_T.G_F$ indica o desaparecimento de partículas primárias para dar origem aos flocos e o termo $+K_B.n_0.(G_F)^2$ indica o aparecimento de partículas por erosão dos flocos. A variação do número de partículas primárias em relação ao tempo é dada pelo somatório destes dois efeitos simultâneos.

Integrando a Equação 3-1 e assumindo o número de partículas primárias igual a turbidez remanescente, obtém-se a Equação 3-2:

$$\frac{N_0}{N_1} = \left[\frac{K_B}{K_A}.G_F + \left(1 - \frac{K_B}{K_A}.G_F \right).e^{-K_A.G_F.T_F} \right]^{-1}$$

Equação 3-2

Onde:

N_0: turbidez inicial do sobrenadante;

N_1: turbidez final do sobrenadante;

T_F: tempo de floculação

Rearranjando a Equação 3-2, temos a Equação 3-3:

$$K_A = \frac{1}{G_F.T_F} \ln \left[\frac{\left(1 - \frac{K_B}{K_A}.G_F \right)}{\left(\frac{1}{N_0/N} - \frac{K_B}{K_A}.G_F \right)} \right]$$

Equação 3-3

Admitindo que não haja mais agregação e tampouco desagregação de partículas primarias dos flocos após um período de sedimentação relativamente longo, a Equação 3-1 pode ser igualada a zero, resultando (Bratby, 1977) na Equação 3-4:

$$\frac{K_B}{K_A} = \frac{1}{G_f.\frac{N_0}{N}}$$

Equação 3-4

Segundo Bratby (1981), para a determinação dos coeficientes de agregação e ruptura na floculação são realizados ensaios de coagulação, floculação e sedimentação por um longo período de tempo (geralmente maior que 2h) para diferentes tempos de agitação e gradientes médios de velocidade, e construídas figuras de N_0/N_1 em função do tempo

de floculação para cada gradiente médio de velocidade estudado, como mostrado na Figura 3.2. Nesta Figura, tem-se o valor de N_0/N ($N = N_1$) para cada valor de G_F, a partir da porção horizontal da curva de melhor ajuste de todos os pontos experimentais. A partir deste resultado obtêm-se a relação K_B/K_A, através da utilização da Equação 3-4.

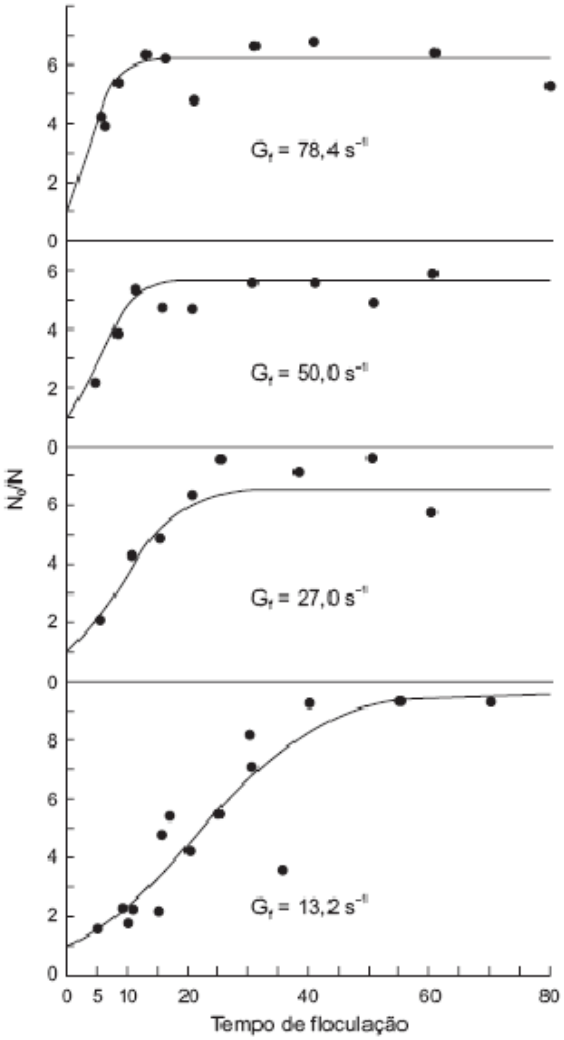


Figura 3.2 – Desempenho de floculação e sedimentação (N_0/N) para uma faixa de valores de T_F e G_F, sendo utilizado sulfato de alumínio como coagulante. Dosagem = 15mg/L; pH = 7,6; N_0 = 3,13uT; G = 500s^{-1} e T = 10s. Fonte: Bratby (1981) apud Di Bernardo e Dantas (2005).

Utilizando a Equação 3-2 e os valores de K_B/K_A, para cada valor de G_F, calcula-se o valor de K_A e em seguida de K_B.

No entanto, deve-se ressaltar que os resultados mostrados na Figura 3.2 foram encontrados com a utilização de reatores estáticos (jartests). Ao relacionar a eficiência da floculação obtida neste tipo de reator e em reatores de escoamento contínuo, Pádua (1994) apud Brito (1998) observou que a metodologia proposta por Bratby (1981) não apresentava resultados satisfatórios, pois não era observada a tendência assintótica da eficiência de remoção de turbidez com o aumento do tempo de floculação.

Método de Bratby modificado

O procedimento é semelhante ao utilizado no Método de Bratby (1981), mas em vez de obter o valor de N_0/N na porção horizontal da curva de melhor ajuste dos dados experimentais, Brito (1998) considerou a relação máxima de N_0/N para cada valor de gradiente médio de velocidade, correspondente ao menor tempo de floculação em que aquela eficiência máxima era obtida, como mostrado na Figura 3.3.

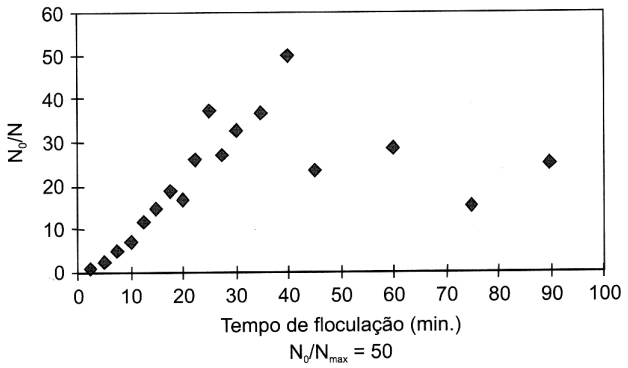


Figura 3.3 – Valores de Desempenho de floculação (N_0/N) em função do tempo de floculação obtidos no trabalho de Brito (1998). Fonte: Brito (1998) apud Di Bernardo e Dantas (2005).

Este método será utilizado na análise dos resultados obtidos neste trabalho, visto que não foi verificada a tendência assintótica considerada no Método de Bratby, e sim curvas valores máximos da relação N_0/N, como proposto pelo Método de Bratby Modificado e verificado no trabalho de Brito (1998).

3.2.2. Principais Parâmetros Intervenientes nos Processos de Coagulação e Floculação

O gradiente médio de velocidade (G), juntamente com o tempo teórico de detenção (T), constituem parâmetros de relevante importância no estudo e projeto de floculadores. Além disso, o número de Camp, que fornece uma medida da oportunidade de choques entre partículas presentes na massa líquida, e o Número de Reynolds, que indica o tipo de escoamento dentro do reator, também são parâmetros importantes a serem avaliados no projeto de Floculadores Tubulares Helicoidais.

Gradiente Médio de Velocidade

O gradiente médio de velocidade é o parâmetro preponderante no dimensionamento de floculadores (Elmaleh e Jabbouri, 1991), pois a ele está associada a quantidade de energia ou intensidade de mistura condicionada ao sistema, o que é fundamental para os processos de coagulação e floculação.

O princípio básico do processo de floculação é tornar possíveis os choques entre as partículas que constituem a água em tratamento para a formação de flocos. Com isso, é importante notar que a partir de um determinado momento, os flocos tornam-se maiores e menos densos, o que pode provocar a ruptura dos mesmos, prejudicando a eficiência do processo.

Por este motivo, as características físicas dos flocos são altamente dependentes dos valores do gradiente médio de velocidade e tempo teórico de detenção (Libânio, 1995).

A Tabela 3-1 apresenta as faixas usuais de valores do gradiente médio de velocidade de floculadores, recomendadas pela literatura para diversos tipos de floculadores, como mostrado no trabalho de Souza, 2005.

Tabela 3-1 - Faixa de valores do gradiente médio de velocidade para floculadores recomendado pela literatura

Publicações	*Faixas de valores de G (s^{-1})*
Camp (1953)	20 - 74
Monk e Willis (1987)	15 – 80
Elmaleh e Jabbouri (1991)	10 - 100
NBR 12216/1992	10 – 70
CEPIS (1995)	30 – 60
McConnachie e Liu (2000)	10 - 100

Fonte: Souza (2005)

Desenvolvido por Camp e Stein (apud Vianna, 2002 e Di Bernardo e Dantas, 2005), o gradiente médio de velocidade é dado pela Equação 3-5.

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu \ . V}}$$

Equação 3-5

Onde:

P = a potência dissipada e

V = o volume de água no floculador.

Nos floculadores hidráulicos, temos que $P = \rho.g.Q.h_F$. Substituindo P na Equação 3-5, temos a relação mostrada pela Equação 3-6.

$$G = \sqrt{\frac{\rho \ . \ g \ . \ h_F}{\mu \ . T}}$$

Equação 3-6

Onde:

g = aceleração da gravidade

h_F = perda de carga do reator

ρ = massa específica do fluido

μ = viscosidade dinâmica ou absoluta

T = tempo teórico de detenção

Tempo Teórico de Detenção

O tempo teórico de detenção para um reator é o tempo que as partículas de fluido permaneceriam no seu interior se o regime de escoamento nele fosse do tipo pistão, isto é, se todas as partículas de fluido entrando no reator possuíssem a mesma velocidade e seguissem caminhos paralelos, da entrada até a sua saída. Seu valor é dado pela razão entre o volume útil do reator e a vazão de escoamento, como mostrado na Equação 3-7.

$$T = \frac{V}{Q}$$

Equação 3-7

Onde:

V é o volume do reator;

Q é a vazão do escoamento.

De acordo com a NBR 12216/1992, para floculadores hidráulicos recomenda-se um tempo de detenção entre 20 e 30 min para floculadores hidráulicos tradicionais, caso não seja feito nenhum tipo de ensaio prévio para a determinação deste parâmetro.

Número de Camp

O tempo teórico de detenção de um floculador e o gradiente médio de velocidade constituem os parâmetros balizadores do processo de floculação. O produto destes parâmetros é denominado Número de Camp (Ca), que indica a oportunidade de choques aplicada ao sistema.

Segundo Vianna (1997), este valor deve manter-se constante ao longo da unidade de floculação, isto é, enquanto o gradiente médio de velocidade diminui ao longo da unidade, o tempo teórico de detenção deve aumentar. Porém, este parâmetro é pouco utilizado na prática, sendo analisada apenas a ordem de grandeza do mesmo, que deve variar entre 10^4 e 10^5 (Haarhoff; 1998; McConnachie e Liu; 2000).

Número de Reynolds

O número de Reynolds (abreviado como Re) é um número adimensional usado em mecânica dos fluidos para o cálculo do regime de escoamento de determinado fluido sobre uma superfície. O seu significado físico é um quociente de forças: forças de inércia (u.ρ) entre forças de viscosidade (μ/d). Geralmente é expresso na forma da Equação 3-8:

$$\mathrm{Re} = \frac{\rho.u.d}{\mu}$$

Equação 3-8

Onde:

u - velocidade média do fluído

d - o diâmetro do reator

μ - viscosidade dinâmica do fluído

ρ - massa específica do fluído

Diversos trabalhos, tais como Liu e Masliyah, 1994; Hameed et al., 1995, Pelissari, 2006 e Silva, 2007 apresentam a importância do número de Reynolds no estudo dos Floculadores Tubulares Helicoidais. A grande importância do número de Reynolds é que permite avaliar o escoamento e os efeitos da curvatura e da torção dentro de uma determinada unidade.

3.3. Floculadores Hidráulicos

Os floculadores podem ser classificados em mecânicos ou hidráulicos, dependendo do tipo de dispositivo utilizado para fornecer a energia necessária ao processo.

A energia proporcionada pelos floculadores hidráulicos é gerada pelas sucessivas mudanças de direção do escoamento na unidade, quer seja por chicanas horizontais,

por chicanas verticais, pelo posicionamento alternado de orifícios nas paredes do floculador, entre outros. Os floculadores mecânicos utilizam paletas, hélices ou turbinas como agitadores para promoverem a floculação, o primeiro tipo deles pode ser de eixo horizontal ou vertical; e os demais são de fluxo axial.

A escolha do tipo de floculador é altamente dependente da disponibilidade financeira, fato que faz dos floculadores hidráulicos o tipo mais comum em países em desenvolvimento, como o Brasil (McConnachie e Liu, 1993).

No geral, os floculadores hidráulicos são unidades que possuem como vantagens o baixo custo de implantação; operação e manutenção, facilidade de construção e baixos índices de curtos-circuitos. Existem diversos modelos de floculadores hidráulicos já empregados em estações de tratamento de água, todos com suas vantagens e desvantagens. Os mais comumente encontrados são os chicanados de escoamento horizontal ou vertical e, com menor freqüência os do tipo Alabama, tipo Cox, de bandejas perfuradas, de meio granular e o tubular helicoidal.

O Anexo 1 apresenta as vistas esquemáticas e as principais características das unidades de floculação citadas acima, para propiciar uma visão geral dos diferentes tipos de unidades de floculação hidráulicas existentes.

Em diversos tipos de floculadores a coagulação e a floculação ocorrem em unidades diferentes, representadas pelas unidades de mistura rápida e mistura lenta, respectivamente. No floculador tubular helicoidal essas duas etapas ocorrem, simultaneamente, dentro da mesma unidade. Além disso, neste tipo de reator os reagem químicos necessários à coagulação e floculação são dispersos no meio líquido a partir do aproveitamento da energia cinética do próprio escoamento (Carissimi, 2005).

De acordo com estas informações, a seção seguinte apresentará um maior detalhamento deste tipo de floculador, que é o principal objeto de estudo da presente pesquisa.

3.4. Floculadores Tubulares Helicoidais

3.4.1. Conceitos Básicos

A proposta deste tipo de floculador foi iniciada por Grohmann et al. (1981), quando, em seus estudos, verificou uma melhor dissipação efetiva de energia com baixos índices de curtos circuitos e zonas mortas. E outros autores como Al-Hashimi (1989), Elmaleh (1991), Hameed (1995) e Carissimi (2003) verificaram uma maior eficiência na separação sólido/ líquido nesses reatores, em comparação com floculadores convencionais.

O Floculador Tubular Helicoidal é um sistema compacto de floculação em linha para a formação de flocos (aerados ou não) que aproveita a energia cinética do fluxo hidráulico em um reator tubular helicoidal para promover a agitação necessária à dispersão de floculante e formação de flocos com baixo tempo de residência (Carissimi, 2003).

Devido à concepção helicoidal, o escoamento deste floculador se diferencia dos demais. Embora a exploração teórica e experimental de escoamentos em tubos curvados serem de origem recente, tem sido muito enfatizado que este tipo de escoamento é muito mais complexo que em tubos retos.

3.4.2. Estado da Arte

Os pioneiros no estudo sobre Floculadores Tubulares Helicoidais foram Grohmann et al. em 1981. Eles utilizaram mangueiras enroladas em um tubo como floculador, verificando sua eficiência na remoção de fosfato e turbidez em leite desnatado diluído e esgoto, respectivamente. Foram verificados diversos parâmetros, tais como concentração de produtos químicos, tempos de residência, gradientes médios de velocidade, número de Reynolds e parâmetros geométricos dos reatores. Dentre os parâmetros geométricos, o diâmetro de enrolamento utilizado foi de 1m em todos os

reatores e os diâmetros das mangueiras variaram de 6 a 14 cm. Além disso, o comprimento das mangueiras variou de 2 a 34 m e o coagulante utilizado foi cloreto férrico.

Nos resultados, foi possível verificar uma redução de 5% na turbidez e na concentração total de fosfato em apenas 30 segundos de experimentação. Para os valores de G estudados (100, 150 e 200 s^{-1}), verificou-se que quanto maior o valor desse parâmetro, menor a turbidez remanescente. O mesmo foi verificado para o número de Reynolds (Re), que para a faixa estudada (2.000 a 20.000), teve uma queda abrupta nos valores de turbidez com o aumento desse parâmetro. Entretanto, valores de Re maiores que 3000 não influenciaram significativamente os valores de turbidez remanescente. Com relação ao numero de Camp, os valores de turbidez foram decrescentes até Ca = 40.000, a partir do qual permaneceram praticamente constantes. Além disso, foi verificado pelos autores que para Ca = 2.000 a redução na turbidez era de 95%.

Os autores ressaltaram ainda que no FTH, foram necessários menores níveis de energia para atingir o mesmo nível de floculação (formação de flocos). Isso pode ser verificado pelo baixo tempo de detenção necessário para a formação de flocos e pelo número de Camp, que foi bem inferior aos encontrados para os floculadores tradicionais (aproximadamente 200.000).

No trabalho de Vigneswaran e Setiadi (1985) foram analisados, comparativamente, os resultados obtidos em Floculadores Tubulares Helicoidais e em Jartests, comumente utilizado nas ETA's para determinação de parâmetros de projeto. O Floculador Tubular Helicoidal utilizado consistia de uma mangueira de 0,95 cm de diâmetro e 80 metros de comprimento, enrolada em uma tubulação de diâmetro de 10 cm. O coagulante utilizado foi o sulfato de alumínio e a água sintética utilizada era composta de argila (caulinita) em uma concentração conhecida. Dentre os parâmetros analisados, destacam-se o gradiente médio de velocidade, o tamanho e a densidade dos flocos e a turbidez remanescente.

A partir dos resultados obtidos, os autores concluíram que o reator apresenta uma melhor dissipação da energia efetiva, necessitando de um menor tempo de detenção para a formação dos flocos.

No que diz respeito ao gradiente médio de velocidade, os autores concluíram que a turbidez final independe de G, para a faixa de valores estudados (25 a 95s-1); no entanto, quanto maior este parâmetro, mais rápido a turbidez final será atingida, pois será necessário menor tempo de floculação. Já para o experimento nos jartests houve uma piora significativa na eficiência de floculação; isso pode ser explicado pelos valores de número de Reynolds, os quais no Floculador Tubular Helicoidal variaram de 300 a 1000, enquanto que no Jartests os valores encontrados eram 10 vezes maiores.

Também nesse trabalho foi proposta uma relação entre o Gradiente Médio de Velocidade, a velocidade axial do escoamento (u) e o diâmetro do reator (d), dada pela Equação 3-9:

$$G = 6{,}02\left(\frac{u}{d}\right)^{1{,}15}$$

Equação 3-9

Al Hashimi e Ashjyan (1989) avaliaram o Floculador Tubular Helicoidal através da remoção de sólidos suspensos em águas naturais, para diversos diâmetros de mangueira (0,8, 1,0 e 1,25 cm) e diâmetro de enrolamento de 10cm. Também foi feita uma comparação dos valores obtidos no reator com os encontrados nos Jartests. Foi analisada a dosagem de coagulante (no caso sulfato de alumínio), a concentração inicial de sólidos suspensos, o gradiente médio de velocidade, o tempo de detenção, entre outros.

Dentre as conclusões gerais desse trabalho, destaca-se que maior turbidez requer maior gradiente médio de velocidade e, conseqüentemente, menores tempos de detenção, (visto que as unidades possuíam volume constante); além disso, quanto

maior a turbidez inicial, maior o percentual de remoção. Também foi verificado que, para altos valores de turbidez, a remoção apresentada pelo Jartests e pelo Floculador Tubular Helicoidal são, razoavelmente, próximas.

Os autores também concluíram desse trabalho que este reator possui baixo custo inicial em comparação com os floculadores tradicionais; além disso, ele proporciona economia de espaço, baixo tempo de detenção e facilidade na operação e manutenção.

De acordo com Elmaleh e Jabbouri (1991), os floculadores são comumente designados a trabalhar com dados próximo aos coletados em teste de jarros. A faixa de valores recomendada para G é de 10-100 s^{-1} e para Ca 10^4-10^5. No processo de floculação, somente uma fração da energia é requerida para promover o contato entre as partículas e o crescimento dos flocos; a maior parte é destinada ao movimento do fluido. Com isso, os autores buscaram quantificar a energia requerida para a floculação, verificando a validade da derivação de parâmetros de floculação (G e Ca) a partir da energia total dissipada.

O Floculador Tubular Helicoidal utilizado na pesquisa possuía as seguintes dimensões: D = 10cm; d = 0,6cm; L = 2, 4 e 16m. O coagulante utilizado foi o cloreto férrico e a base da água sintética era bentonita, tendo ambos concentrações conhecidas. De acordo com os resultados obtidos, a energia requerida para o processo de floculação é menor para valores de concentração de sólidos suspensos inicial abaixo de 2g/L (faixa estudada: 0,2 e 100 g/L). Para altas concentrações, entretanto, a quantidade de energia requerida depende da concentração e da velocidade. O gradiente de velocidade calculado foi menor que 100s^{-1}, e, portanto, está dentro da faixa recomendada pela literatura em geral.

Hameed et al. (1995) investigaram diversos parâmetros, como a dosagem química, G, T, Re e d para verificar a remoção de turbidez em Floculadores Tubulares Helicoidais, onde o objetivo deste estudo foi melhorar a técnica de floculação em águas de rios usando o sulfato de alumínio como coagulante. Os diâmetros das mangueiras de

estudo foram 0,70, 1,00 e 1,27cm enrolados em D igual a 30cm e distância entre voltas (H) igual a 14cm. Os testes em laboratório foram feitos para comparar o desempenho do teste de jarros com o Floculador Tubular Helicoidal para a separação do solo suspenso em águas de rio com 220 UNT de turbidez inicial, onde foram estudados casos com e sem coagulante. Para os experimentos sem coagulante, a análise de Camp (Ca) versus porcentagem residual de turbidez foi similar para o Floculador Tubular Helicoidal e teste de jarros, contudo o reator teve a mesma eficiência de remoção de turbidez com Ca consideravelmente menor, enfatizando a economia de energia deste floculador. Já com o auxílio do coagulante, houve um aumento da eficiência da floculação tanto no teste de jarros quanto no Floculador Tubular Helicoidal, sendo este mais eficiente, pois alcançou uma turbidez residual de 5%, valor este não alcançado pelo teste de jarros. Outro resultado importante de Hameed et al. (1995) foi verificar que a turbidez residual depende do diâmetro do tubo, para os casos analisados o melhor resultado foi para o diâmetro de 1,27cm, onde foi obtida maior remoção de turbidez com menores valores de Ca. Em todos os experimentos, o T para o tratamento da água foi menor para os Floculadores Tubulares Helicoidais.

Carissimi (2003) desenvolveu pesquisas em 5 modelos diferentes de Floculadores Tubulares Helicoidais, com variação de comprimento para a geração de flocos em diferentes vazões de alimentação e foi selecionado o reator mais eficiente em termos de separação sólido/ líquido. Além disso, foram testados flocos aerados e não aerados e também polímeros floculantes como auxiliares na coagulação e floculação. O modelo estudado que apresentou maior eficiência para geração de flocos possuía 12 metros de comprimento e 1,2 litros. Dentre os modelos menos eficientes, alguns apresentavam tempo de detenção que não possibilitava a formação de flocos e outros apresentavam tempo de detenção maior que o necessário, provocando a quebra dos mesmos. Os resultados mostraram que baixos tempos de detenção, flocos bem estruturados e alta eficiência no processo são as características desse tipo de floculador.

Nos trabalhos desenvolvidos por Pelissari (2006) e Silva (2007) foram testadas diversas configurações de reatores, utilizando como diâmetros de mangueira 0,8, 1,0 e

1,27cm, e como diâmetros de enrolamento 5, 10 e 30cm. O volume, por sua vez, era fixo e igual a 1,5L.

As maiores eficiências de remoção de turbidez foram obtidas para os menores níveis de energia, ou seja, menores valores de perda de carga, gradiente de velocidade, número de Camp e número de Reynolds. Além disso, as autoras utilizaram os métodos de análise dimensional e regressão linear múltipla para proposição de modelos de estimativa de eficiência de remoção de turbidez. A equação proposta por Pelissari (2006) é mostrada na Equação 3-10 e o modelo proposto por Silva (2007) é mostrado na Equação 3-11.

$$Eficiência = 9{,}9032 \,.\, \frac{\rho.Q}{\mu.d}^{-0{,}19908} \,.\, \frac{L}{d}^{-0{,}30877} \,.\, \frac{D}{d}^{0{,}10362} \,.\, \frac{p}{d}^{-0{,}12867}$$

Equação 3-10

$$Eficiência = 0{,}9515 - 1{,}4x10^{-5}(\mathrm{Re}) - 0{,}295.\left(\frac{h_F}{L}\right) - 0{,}022\left(\frac{p}{d}\right) + 0{,}192\,.\left(\frac{d}{D}\right) - 3{,}02x10^{-4}.\left(\frac{L}{D}\right)$$

Equação 3-11

Os modelos propostos por Pelissari (2006) e Silva (2007) obtiveram coeficiente de determinação de 0,450 e 0,908, respectivamente, indicando um aumento na correlação entre os dados medidos e estimados. Além disso, também é verificada uma diminuição do erro relativo médio de 17% para 2%, indicando que o modelo proposto por Silva (2007) representa bem os dados obtidos experimentalmente.

MATERIAL E MÉTODOS

4. Material e Métodos

Nesta seção serão descritos o aparato e os procedimentos experimentais e de análise de dados empregados no decorrer deste estudo.

4.1. Descrição do Circuito Hidráulico

O circuito hidráulico utilizado na alimentação dos Floculadores Tubulares Helicoidais era composto por: um reservatório de água sintética, rotâmetros (controladores de vazão), bombas dosadoras de reagentes químicos, manômetro, floculador, decantador e dreno para o descarte final do fluido utilizado na pesquisa. A Figura 4.1 ilustra, de maneira simplificada, o circuito hidráulico utilizado na pesquisa.

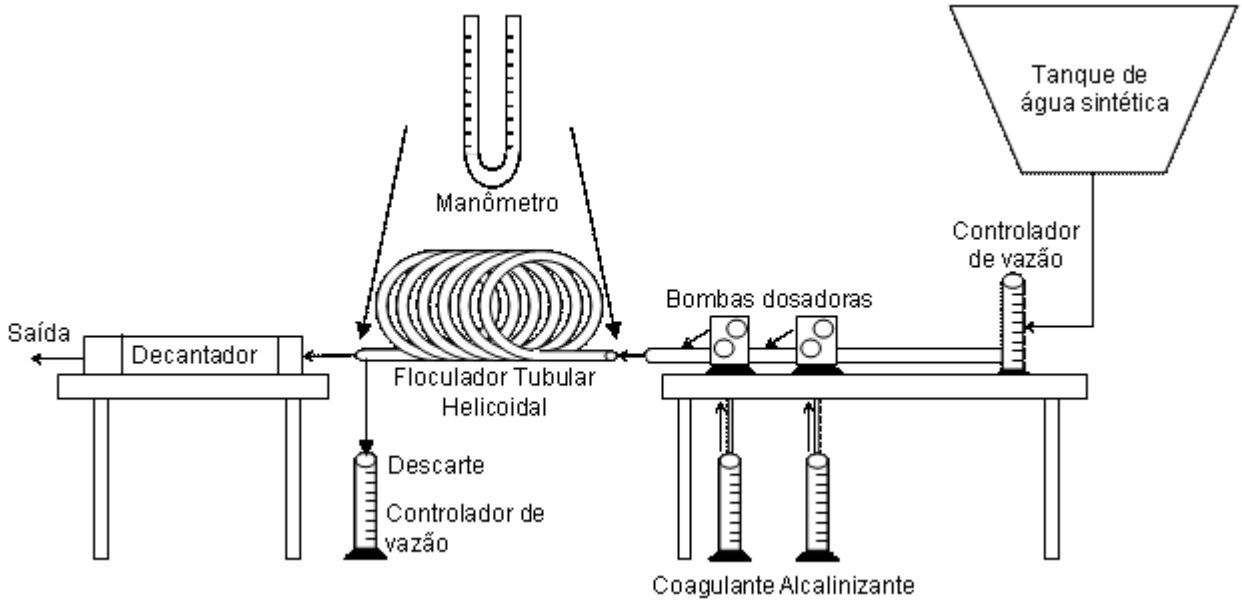


Figura 4.1 - Esquema representativo do circuito hidráulico utilizado neste trabalho.
Fonte: Silva (2007)

A Figura 4.2 apresenta uma foto do circuito hidráulico montado no laboratório de hidráulica da Universidade Federal do Espírito Santo (UFES).

Figura 4.2 - Foto do circuito hidráulico utilizado no Laboratório de Hidráulica da Universidade Federal do Espírito Santo (UFES)

Inicialmente, a água é bombeada e misturada à água sintética, onde um misturador funciona continuamente para garantir que haja homogeneidade nas características da mesma. Ao final da mistura, o efluente gerado possuía turbidez média de 50 UNT, valor de turbidez inicial considerada ao longo de toda a pesquisa. Depois é adicionado ao fluido o coagulante (para desestabilização das partículas) e o alcalinizante (para correção do pH) através das bombas dosadoras, localizadas a montante do floculador.

Após a adição dos produtos químicos, o fluido passa pelo floculador e segue para o tanque de decantação, onde foram feitas as coletas de amostras e o descarte final do fluido.

4.1.1. Floculador Tubular Helicoidal

O Floculador Tubular Helicoidal consiste em uma mangueira de PVC transparente e flexível, enrolada em um tubo rígido de PVC. A mangueira utilizada possui superfície interna lisa, com reforço em fio sintético de alta tenacidade para garantir que não haja mudanças na seção transversal ao longo do reator. Os principais elementos que compõem o reator estão descritos na Figura 4.3.

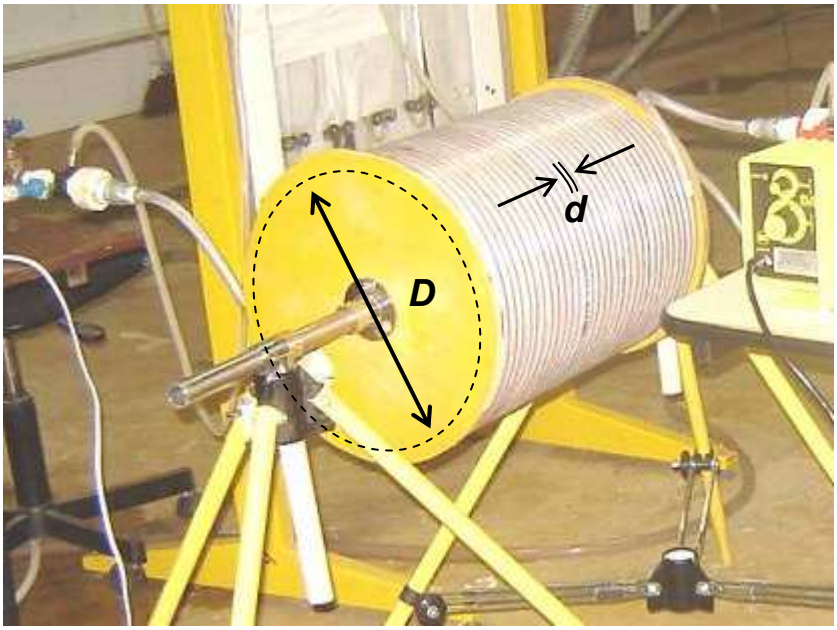


Figura 4.3 - Foto Representativa de um Floculador Tubular Helicoidal

Quanto a sua geometria, o floculador consiste em uma mangueira de diâmetro d enrolada numa tubulação rígida de diâmetro D. Nessa pesquisa foram utilizados diâmetro de mangueira de 3/8”, 1/2” e 5/8” e diâmetros de enrolamento de 10 e 30 cm.

Para a execução dos testes relacionados à verificação da influência do comprimento do reator na eficiência de remoção de turbidez foram utilizadas as vazões de 1L/min e 2L/min para os reatores de 3/8” e 1/2” e de 2L/min e 4L/min para os reatores de 5/8”, visto que a vazão de 1L/min é muito baixa e não permitiu a leitura de perda de carga para esses reatores com os equipamentos disponíveis no laboratório.

Para os testes referentes à verificação da influência das variações de comprimento em reatores tubulares helicoidais foram utilizados 24 reatores com diâmetro de enrolamento de 10 cm. Para cada um dos três diâmetros de mangueira utilizados foram construídos oito reatores de comprimentos variados, como descrito na Tabela 4-1.

Tabela 4-1 - Descrição das unidades experimentais utilizadas na análise de variação de comprimento em Floculadores Tubulares Helicoidais

Volume dos reatores (cm³)	*Comprimento dos reatores (m)*		
	d = 3/8"	*d = 1/2"*	*d = 5/8"*
187,5	2,96	-	-
375	5,26	2,96	1,89
750	10,53	5,92	3,79
1125	15,79	8,88	5,68
1500	21,05	11,84	7,58
1875	26,31	14,80	9,47
2250	31,58	17,76	11,37
2625	36,84	20,72	13,26
3000	-	23,68	15,16

A escolha dos valores de volume dos reatores foi definida em função dos valores utilizados por Carissimi (2003), Pelissari (2006) e Silva (2007). No trabalho de Carissimi (2003) o reator que apresentou maior eficiência foi o de volume de 1500 cm³, valor também utilizado por Pelissari (2006) e Silva (2007) em seus trabalhos. Com base nesse valor, foram construídos reatores com volume variando de 187,5 a 3000 cm³.

4.1.2. Decantador

Para avaliação da eficiência de remoção de turbidez em floculadores é necessária a implementação de uma unidade de decantação logo após as unidades de floculação, visto que sua eficiência é medida através da capacidade de sedimentação dos flocos formados durante o processo.

Para garantir que as características geométricas e hidráulicas do decantador não influenciassem na eficiência final do processo de remoção de turbidez, foi utilizado um único decantador em todos os experimentos realizados. Além disso, o decantador foi

projetado por Pelissari (2006) para ser sensível as mudanças obtidas pelo floculador, ou seja, não foi projetado para funcionar com sua máxima eficiência. A representação esquemática do decantador encontra-se na Figura 4.4.

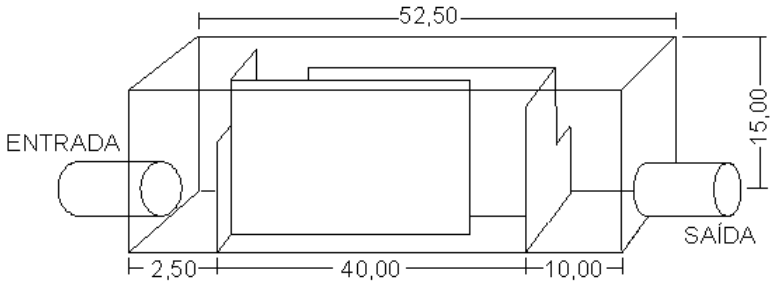


Figura 4.4 – Esquema representativo do decantador utilizado, cotas em centímetros.

O decantador consiste em um tanque retangular, com escoamento horizontal, composto de um compartimento de entrada, três compartimentos definidos a partir da introdução de chicanas e um vertedor de saída, onde se efetuava a coleta das amostras para análise da turbidez remanescente.

O projeto do decantador foi realizado com base no tempo de detenção, velocidade do fluxo, vazão de escoamento e dispositivos de entrada e saída. O material utilizado nas paredes externas e nos vertedores foi poliestireno transparente e as chicanas foram construídas com placas plásticas de 1,5 mm de espessura. A Tabela 4-2 mostra as principais características geométricas do decantador.

Tabela 4-2 - Parâmetros geométricos do decantador utilizado

Parâmetros geométricos	*Valor*
Volume do reator	3,76 l
Comprimento das Chicanas	40 cm
Altura do reator	15 cm
Altura do vertedor de entrada	10 cm
Altura do vertedor de saída	8 cm
Número de chicanas	3
Largura das chicanas	3,3 cm

A alimentação do decantador era feita por uma tubulação de 1/2” de diâmetro em todos os testes. O fluxo passava pela caixa de entrada, pelas chicanas e pelo vertedor de saída, cuja altura era de 8 cm. Nesse ponto era feita a coleta das amostras para posterior análise de remoção de turbidez, como indicado na Figura 4.4. Foi mantida uma vazão constante de 0,5 L/min dentro do decantador, o que exigia a utilização de um sistema de descarte acoplado a um rotâmetro, que permitia o controle da vazão de água que passava pelo decantador. A Figura 4.5 mostra os elementos que compunham o sistema de decantação.

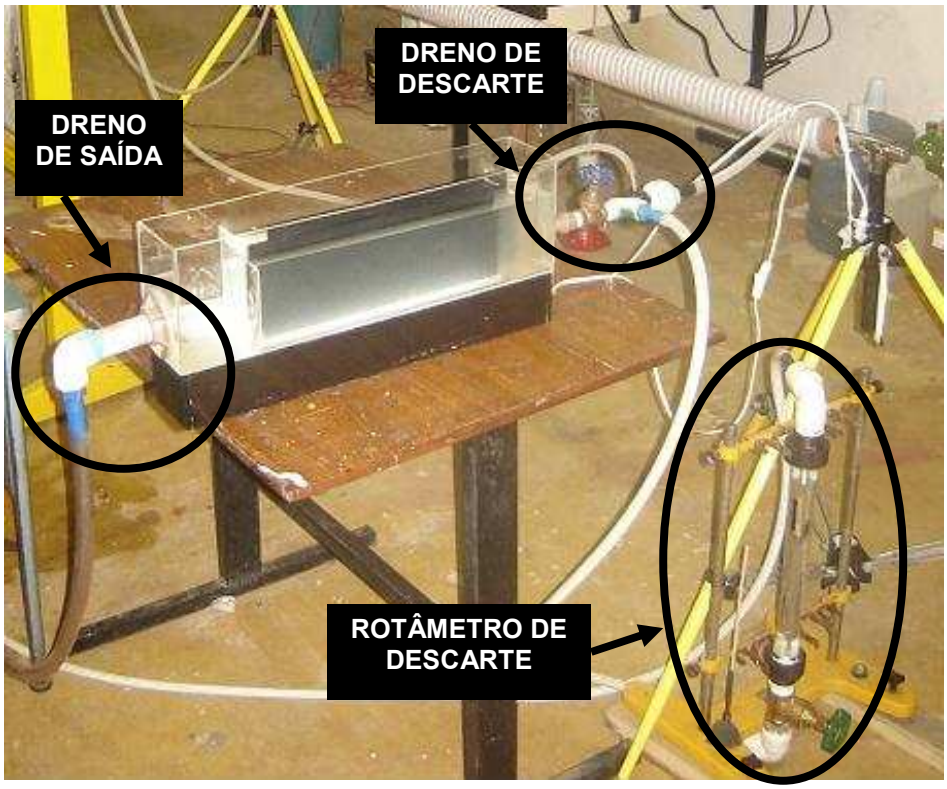


Figura 4.5 – Foto do sistema de decantação com seus principais elementos

Após cada teste o tanque era esvaziado e limpo, para que os flocos depositados não influenciassem nos testes subseqüentes.

4.2. Caracterização dos Floculadores Tubulares Helicoidais

Para a caracterização dos floculadores foram avaliados vários parâmetros: eficiência de remoção de turbidez, tempo de detenção (T), vazão (Q), diâmetro do floculador (d), diâmetro do enrolamento (D), gradiente de velocidade (G), número de Camp (Ca) e número de Reynolds (Re).

4.2.1. Eficiência de Remoção de Turbidez

Em todos os testes foram realizadas análises da eficiência de remoção de turbidez nos floculadores tubulares helicoidais e nos jarros dos jartests, no caso da confecção do diagrama de coagulação. Essa análise consiste em verificar a porcentagem das partículas floculadas decantadas, em função do total de partículas sólidas. O cálculo da eficiência de remoção de turbidez será dado pela Equação 4-1.

$$Eficiência\ (\%) = \left\{1 - \left(\frac{turbidez\quad remanescente}{turbidez\quad inicial}\right)\right\} x\,100$$

Equação 4-1

Para todos os testes foram medidas a turbidez remanescente e inicial com a ajuda de um turbidímetro, equipamento de custo relativamente baixo e comumente encontrado em estações de tratamento de água brasileiras. O turbidímetro utilizado foi da marca Hach®, modelo 2100 P, com resolução de 0,01 UNT e exatidão de ± 2%. Para a avaliação da turbidez, o turbidímetro utiliza o método Nefelométrico para a leitura de turbidez, que consiste na emissão de um feixe de luz sobre a amostra, e dependendo da quantidade de material particulado que esta amostra contiver, o feixe de luz emitido será mais ou menos dispersado. O equipamento, então, compara a intensidade da luz dispersada pela amostra com a intensidade da luz dispersada por uma amostra padrão (utilizada para a calibração do aparelho). Quanto mais elevada a intensidade de luz dispersada, maior será a turbidez da amostra.

Neste trabalho, o valor da turbidez foi determinado assim que a amostra foi coletada, prevenindo-se alterações nas condições originais da mesma.

4.2.2. Perda de Carga (h_F)

Para a verificação da perda de carga no sistema, foi inserido um manômetro de mercúrio nos pontos de entrada e saída do Floculador Tubular Helicoidal. Para cada configuração de reator estudado, foram encontradas alturas de coluna de mercúrio diferentes, o que indica pressões diferentes devido a diferenças nas características geométricas e hidráulicas no sistema. A partir destas leituras, pode-se então determinar a perda de carga real para cada configuração estudada.

4.2.3. Gradiente de Velocidade (G)

Através da perda de carga encontrada ao longo do floculador tubular helicoidal e do cálculo do tempo teórico de detenção, foi calculado o gradiente médio de velocidade para cada unidade e para as diferentes vazões estudadas. A Equação 3-6 mostra a relação entre o gradiente médio de velocidade, os dois parâmetros hidráulicos descritos (perda de carga e tempo teórico de detenção) e as características do fluido, representadas pela viscosidade dinâmica e a massa específica do fluido.

4.2.4. Tempo Teórico de Detenção (T)

O tempo teórico de detenção foi obtido através da relação entre o volume do reator e a vazão de escoamento, como visto no item 3.2.2 da seção Revisão Bibliográfica.

Os valores de tempo teórico de detenção para os reatores com diâmetro de mangueira de 3/8”, 1/2” e 5/8” estudados para a verificação da influência do comprimento na eficiência em floculadores tubulares helicoidais encontram-se na Tabela 4-3, em função do volume dos mesmos.

Tabela 4-3 – Relação entre o volume e o tempo teórico de detenção dos floculadores tubulares helicoidais estudados para a vazão de 1, 2 e 4 L/min.

Volume dos reatores (cm³)	*Tempo teórico de detenção (s) Q = 1L/min*	*Tempo teórico de detenção (s) Q = 2L/min*	*Tempo teórico de detenção (s) Q = 4L/min*
188	11,25	-	-
375	22,50	11,25	5,62
750	45,00	22,50	11,25
1125	67,50	33,75	16,87
1500	90,00	45,00	22,50
1875	112,50	56,25	28,12
2250	135,00	67,50	33,75
2625	157,50	78,75	39,37
3000	-	90,00	45,00

Em todos os testes realizados, o tempo teórico de detenção para o decantador foi de 7,52 minutos, visto que a vazão foi mantida constante e igual a 0,5 L/min.

4.2.5. Números de Camp (Ca) e Reynolds (Re)

Os números de Camp e Reynolds foram determinados a partir do equacionamento descrito no item 3.2.2 da seção Material e Métodos.

4.3. Procedimentos Experimentais

4.3.1. Preparação da Água Sintética

A água utilizada em todos os testes foi preparada em laboratório para garantir que variações em suas características (turbidez, pH e temperatura) não influenciariam os resultados obtidos. Para a preparação da água sintética foi utilizada bentonita, uma argila composta predominantemente pelo argilomineral montmorilonita, e água distribuída pela Companhia de Saneamento do Espírito Santo – CESAN. Esses dois elementos eram colocados num reservatório munido de um agitador mecanizado, para

garantir homogeneidade à mistura. Uma foto do misturador utilizado na pesquisa é mostrada na Figura 4.6.

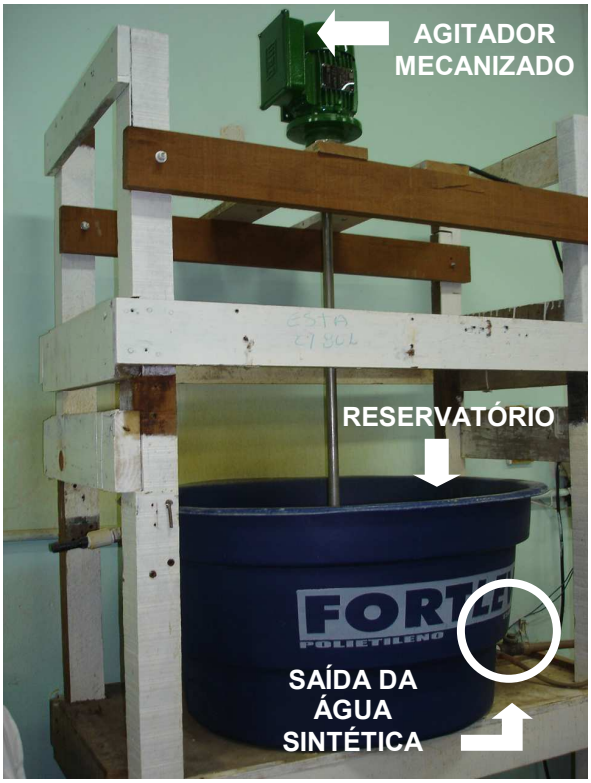


Figura 4.6 – Foto do misturados utilizado na preparação da água sintética.

A quantidade de bentonita utilizada era função da turbidez fixada para a realização dos testes. Inicialmente foram utilizados como turbidez inicial os valores de 50, 150, 250 e 350 UNT para a água sintética, visando verificar a influência desse fator na eficiência de remoção de turbidez nos floculadores estudados. Nos testes posteriores foi utilizado um único valor para permitir a comparação dos resultados encontrados em função do comprimento dos reatores. No entanto, é importante ressaltar que este parâmetro pode sofrer grandes variações no seu valor, principalmente entre os períodos de seca e cheias.

Os valores do pH da mistura e de temperatura encontrados foram de, aproximadamente, 6,0 e 22°C. Esses valores foram monitorados ao longo de todos os testes e mantidos praticamente constantes para não interferir nos resultados, visto que

alterações nesses parâmetros influenciam diretamente na formação de flocos e conseqüentemente, nos valores de eficiência de remoção de turbidez.

4.3.2. Produtos Químicos Utilizados

Para permitir a formação de flocos ao longo dos reatores através da desestabilização das partículas, foi utilizado sulfato de alumínio devido à facilidade de transporte e de utilização, além de possuir baixo custo e ser amplamente utilizado em estações de tratamento de água.

O sulfato de alumínio utilizado foi doado pela Companhia de Saneamento do Espírito Santo – CESAN, que também o utiliza no tratamento da água de abastecimento da região da Grande Vitória – ES. A concentração do sulfato utilizado foi de 43,85% e a densidade absoluta do mesmo foi de 1,31 g/cm³.

Com a utilização do sulfato de alumínio, o pH da água de teste teve uma redução no seu valor; para a correção desse parâmetro foi acrescentado à água de teste um alcalinizante. Os valores de pH foram medidos com a utilização de um pHmetro da marca PHTEK, com resolução de 0,1 e precisão de ±0,1. O alcalinizante utilizado foi hidróxido de sódio P.A. da Cromoline ® devido ao baixo custo e fácil aquisição e utilização.

Esses reagentes eram acrescentados a água sintética com a utilização de bombas dosadoras e provetas para a aferição da vazão lançada no sistema. Foram utilizadas bombas dosadoras da marca LMI Milton Roy, sendo que para a dosagem do sulfato de alumínio foi utilizado o modelo P153-398Ti e para a dosagem do hidróxido de sódio o modelo P 123.358Ti.

As concentrações de sulfato de alumínio e hidróxido de sódio foram obtidas com a elaboração de um diagrama de coagulação, a ser descrito no item 4.3.3., a seguir.

4.3.3. Construção do Diagrama de Coagulação

Para a realização dos testes nos floculadores tubulares helicoidais foi necessária a definição das concentrações de produtos químicos utilizados nos processos de coagulação e floculação. Essas concentrações foram mantidas constantes em todos os testes para que variações nas mesmas não interferissem na análise de resultados dos demais parâmetros intervenientes no processo. Por este motivo foram definidos os valores tempo de floculação e gradiente médio de velocidade para um reator com características geométricas intermediárias. Foi escolhido o reator com diâmetro de mangueira de 1/2" e volume igual a 1500 cm^3, visto que estes são os valores médios destes parâmetros, o que pode ser verificado na Tabela 4-1.

Os valores de tempo de floculação foram definidos também em função desse reator e da vazão de 2 L/min, visto que essa é a vazão intermediária utilizada nesse trabalho. Já o tempo de decantação foi definido em função do volume do decantador e da vazão de 0,5 L/min, como descrito no item 3.2.2 da seção Revisão Bibliográfica. Com isso, os tempos de floculação e decantação valem, respectivamente, 0,75 e 14,4 s, totalizando 15,15s como tempo de experimentação.

Após a determinação deste parâmetro, foi medida a perda de carga no reator escolhido com a utilização do manômetro de mercúrio e através desse valor e do tempo teórico de detenção, foi determinado o gradiente de velocidade a ser empregado nos Jartests, cujo valor foi de aproximadamente 250 s^{-1}.

Definidos os parâmetros, foram realizados os testes de jarros, também conhecidos como *jartests*, com equipamento da marca Nova Ética. O equipamento era munido de seis jarros de acrílico incolor de 2000 mL cada, sendo possível observar claramente a formação dos flocos.

No início do processo, foram adicionadas a cada um dos seis jarros águas sintéticas com turbidez próxima de 50 UNT, mesmo valor utilizado nos trabalhos de Pelisssari

(2006) e Silva (2007). Após isso, houve o ajuste da velocidade de rotação das paletas e a adição dos reagentes químicos. Os valores de sulfato de alumínio empregados variaram de 0,1 ml até 2,5 ml em cada jarro, com intervalo de 0,2 ml. Já os valores de hidróxido de sódio variaram de 0 a 500 mg, com intervalos de 100 mg. Foram feitos ao total 66 testes que geraram um diagrama de coagulação, que será mostrado no item 5.1 da seção Resultados e Discussão.

4.3.4. Definição da Turbidez Inicial da Água Sintética e do Diâmetro de Enrolamento

Para a definição da turbidez inicial a ser utilizada em todos os testes posteriores foram estudados reatores com diâmetro de mangueira de 3/8", 1/2" e 5/8" e vazão de alimentação constante e igual a 2L/min. Os valores de turbidez inicial utilizados foram: 50, 150, 250 e 350 UNT. Foram realizados no total 12 testes, cujos resultados obtidos serão mostrados no item 5.1 da seção Resultados e Discussão.

Para a definição do diâmetro de enrolamento a ser utilizado em todos os testes foram utilizados reatores com diâmetro de reator de 5/8", diâmetros de enrolamento de 10 e 30 cm e quatro vazões de alimentação: 0,5; 1,0; 2,0 e 4,0 L/min. Esses valores de vazão foram escolhidos em função da capacidade dos rotâmetros utilizados no circuito hidráulico e nas vazões utilizadas em trabalhos anteriores (Pelissari, 2006 e Silva, 2007). Foram realizados no total 8 testes, cujos resultados obtidos serão mostrados no item 5.1 da seção Resultados e Discussão.

Em todos os testes realizados para a determinação da turbidez inicial da água sintética e diâmetro de enrolamento foram utilizados reatores com volume igual a 1500 cm^3, visto que este mesmo volume de reator foi utilizado nos trabalhos de Carissimi, 2003; Pelissari, 2006 e Silva, 2007. Além disso, a concentração dos produtos químicos utilizados foi definida no diagrama de coagulação descrito no item 4.3.3 desta seção.
Para as vazões de 1,0, 2,0 e 4,0 L/min foi utilizado o rotâmetro de descarte para garantir que a vazão dentro do decantador fosse sempre constante e igual a 0,5 L/min.

4.3.5. Análise da Influência das Variações de Comprimento dos Reatores na Eficiência de Remoção de Turbidez

Para essa análise foram utilizadas as vazões de alimentação de 1 e 2 L/min para os diâmetros de mangueira de 3/8” e 1/2” e 2 e 4 L/min para os reatores de diâmetro de mangueira de 5/8”. Além disso, o diâmetro de enrolamento utilizado foi de 10cm e a turbidez inicial da água sintética foi de 50 UNT, como descrito no item 4.3.4 desta seção. No total foram realizados 48 testes, os quais são apresentados na Tabela 4-4

Tabela 4-4 - Testes realizados para a análise das variações de comprimento dos reatores

d = 3/8"

N° do Teste	*Q (L/min)*	*L (m)*
1	2	2,63
2		5,26
3		10,53
4		15,80
5		21,07
6		26,31
7		31,58
8		36,84
9	1	2,63
10		5,26
11		10,53
12		15,80
13		21,07
14		26,31
15		31,58
16		36,84

d = 1/2”

N° do Teste	*Q (L/min)*	*L (m)*
17	2	2,96
18		5,92
19		8,88
20		11,84
21		14,80
22		17,76
23		20,72
24		23,68
25	1	2,96
26		5,92
27		8,88
28		11,84
29		14,80
30		17,76
31		20,72
32		23,68

d = 5/8"

N° do Teste	*Q (L/min)*	*L (m)*
33	2	1,89
34		3,79
35		5,68
36		7,58
37		9,47
38		11,37
39		13,26
40		15,16
41	4	1,89
42		3,79
43		5,68
44		7,58
45		9,47
46		11,37
47		13,26
48		15,16

Em todos os testes a vazão no decantador foi mantida igual a 0,5 L/min e as concentrações de coagulante e alcalinizante foram mantidas constantes, para que seus valores não influenciassem na eficiência de remoção de turbidez. As concentrações utilizadas foram encontradas no diagrama de coagulação apresentado no item 5.1.1 da seção Resultados e Discussão.

4.4. Metodologia de Análise de Dados

Para a análise dos resultados obtidos experimentalmente nos jartests, foi descrita a metodologia utilizada para a definição do método de interpolação de dados. Após isso, foram definidas as faixas de trabalho dos parâmetros utilizados nos modelos de previsão de eficiência de remoção de turbidez propostos por Pelissari (2006) e Silva (2007), em comparação às faixas utilizadas no presente estudo. Por fim, foram descritas a análise dimensional e de regressão múltipla utilizadas para a proposição dos modelos citados anteriormente.

4.4.1. Métodos de Interpolação de Dados

Para a representação dos dados encontrados experimentalmente através do diagrama de coagulação, foi utilizado o *software* SURFER®, visto que nele são utilizados algoritmos matemáticos para a geração de curvas e interpolação dos dados, sendo esses de grande importância para a estimativa de valores não amostrados.

Os métodos mais comuns de interpolação são: Vizinho mais Próximo, Vizinho Natural, Triangulação Linear, Inverso da Potência da Distância (sendo o IQD, Inverso do Quadrado da Distância o mais utilizado), Mínima Curvatura (Spline), Regressão Polinomial e Krigagem (com mais de 30 técnicas distintas). A diferença básica entre os métodos de interpolação é a maneira como os pesos são atribuídos às diferentes amostras.

A Tabela 4-5, retirada do trabalho de Landim (2000), apresenta a comparação entre alguns desses métodos, indicando vantagens e desvantagens de cada um.

Tabela 4-5 – Comparação entre métodos de interpolação de dados

Algoritmo	*Fidelidade aos dados originais*	*Suavidade das curvas*	*Velocidade de computação*	*Precisão Geral*
Triangulação	1	5	1	5
Inverso da Distância	3	4	2	4
Superfície/ Tendência	5	1	3	2
Mínima curvatura	4	2	4	3
Krigagem	2	3	5	1

***1 = melhor 5 = pior* / fonte: LANDIM (2000)**

De acordo com a Tabela 4-5 e considerando que os parâmetros mais importantes para o trabalho são: a fidelidade aos dados originais e a precisão geral, definiu-se como algoritmo a ser utilizado a Krigagem, que utiliza funções matemáticas para acrescentar pesos maiores nas posições mais próximas aos pontos amostrais e pesos menores nas posições mais distantes, e criar assim os novos pontos interpolados com base nessas combinações lineares de dados.

4.4.2. Definição das Faixas de Trabalho dos Parâmetros Utilizados nos Modelos Propostos por Pelissari (2006), Silva (2007) e neste Trabalho

Para a avaliação dos modelos propostos por Pelissari (2006) e Silva (2007), serão apresentadas na as faixas de trabalho utilizadas nestes trabalhos, em conjunto com as faixas de trabalho utilizadas na presente pesquisa.

Tabela 4-6 – Faixas de trabalho dos parâmetros utilizados nos modelos propostos por Pelissari (2006), Silva (2007) e neste trabalho.

Parâmetro	*Pelissari (2006)*	*Silva (2007)*	*Este Trabalho*
Comprimento do reator (m)	11,84 a 30,29	11,84 a 21,07	1,89 a 36,84
Passo (cm)	0,15 a 1,59	0,15 a 1,59	0,15 a 0,25
Vazão de escoamento (L/min)	0,5 a 4	0,3 a 5	1 a 4
Diâmetro de enrolamento (cm)	5, 10 e 30	5, 10 e 30	10
Diâmetro do reator (pol)	5/16”, 3/8” e 1/2"	3/8” e 1/2"	3/8”, 1/2" e 5/8”

É possível verificar que as faixas de trabalho utilizadas neste trabalho estão contidas nas faixas de trabalho utilizadas por Pelissari (2006) e Silva (2007) para os parâmetros passo, vazão de escoamento e diâmetro de enrolamento.

Com relação aos valores de diâmetro de reator utilizados, neste trabalho foi utilizado o diâmetro de reator de 5/8”, além dos diâmetros de 3/8” e 1/2" já estudados anteriormente. A escolha deste diametro de reator foi realizada com base nos resultados encontrados nos trabalhos de Pelissari (2006) e Silva (2007), onde foi verificado que as maiores eficiências foram encontradas para configurações com menores níveis de energia (menores gradientes de velocidade, números de Camp e Reynolds, entre outros).

Além disso, a faixa de trabalho utilizada neste trabalho para o comprimento de reator foi consideravelmente maior do que as utilizadas nos trabalhos de Pelissari (2006) e Silva (2007), visto que um dos objetivos do trabalho é verificar a existência de comprimento ótimo para reatores tubulares helicoidais. Por este motivo, deve-se avaliar com cautela a relação entre os dados obtidos experimentalmente neste trabalho e os estimados pelos modelos propostos por Pelissari (2006) e Silva (2007), principalmente com relação ao parametro adimensional relacionado ao comprimento do reator.

4.4.3. Análise Dimensional e de Regressão Linear Múltipla

Após a realização dos testes referentes à variação de comprimento nos reatores tubulares helicoidais, verificou-se a necessidade de uma análise dimensional com os parâmetros intervenientes no processo para a determinação de parâmetros adimensionais que representassem bem o processo de remoção de turbidez. Nesse trabalho, a variável dependente avaliada foi a Eficiência de Remoção de Turbidez e os parâmetros utilizados na análise encontram-se na Tabela 4-7.

Tabela 4-7 – Relação entre os parâmetros a serem utilizados no modelo e suas respectivas dimensões e símbolos

Parâmetro	*Dimensão*	*Símbolo*
Eficiência de remoção de turbidez	-	Eficiência
Viscosidade cinemática do fluido	$L^2.T^{-1}$	ν
Tempo teórico de detenção	T	t
Comprimento do Floculador	L	L
Gradiente Médio de Velocidade	T^{-1}	G
Diâmetro do reator	L	d
Diâmetro de enrolamento	L	D
Passo	L	p

Nota: M = massa, L = comprimento e T = tempo.

Após a definição dos parâmetros intervenientes no processo, foram definidos os parâmetros adimensionais a serem utilizados na obtenção de uma equação para a previsão de eficiência de remoção de turbidez.

Para a determinação dos parâmetros adimensionais foi utilizado o Teorema de Buckingham ou dos Π's, cujos parâmetros encontrados encontram-se na Tabela 4-8.

Tabela 4-8 - Relação dos parâmetros adimensionais encontrados a partir do Teorema de Buckingham

Variáveis Adimensionais	*Parâmetros Relacionados*
π_1	Eficiência
π_2	Número de Reynolds $\frac{v.d}{\upsilon}$
π_3	Passo e Comprimento de reator $\frac{p}{L}$
π_4	Diâmetro de enrolamento e Diâmetro do reator $\frac{D}{d}$
π_5	Número de Camp $G.t$

Para a obtenção da equação de previsão de eficiência de remoção de turbidez foi utilizada uma análise de regressão linear múltipla com os parâmetros adimensionais definidos na Tabela 4-8. Os resultados obtidos encontram-se no item 5.4.3 do capítulo de Resultados e Discussão.

RESULTADOS E DISCUSSÃO

5. Resultados e Discussão

Neste capítulo serão apresentados e discutidos, inicialmente, os resultados dos testes preliminares realizados, os quais auxiliaram na definição das concentrações de produtos químicos, do diâmetro de enrolamento e da turbidez inicial da água produzida, visto que esses parâmetros foram mantidos constantes ao longo dos demais testes efetuados.

Em seguida, será discutida a influência da variação de comprimento na eficiência de remoção de turbidez, assim como a influência dos processos de agregação e ruptura em Reatores Tubulares Helicoidais.

Por fim, serão analisados os modelos de previsão de eficiência de remoção de turbidez propostos por Pelissari (2006) e Silva (2007) e será proposto um modelo com base nos dados experimentais obtidos neste trabalho e no trabalho de Silva (2007), com o intuito de promover uma maior representatividade estatística dos dados. Além disso, será feita uma análise de sensibilidade dos parâmetros intervenientes no processo.

5.1. Resultados Preliminares

Serão apresentados os resultados referentes aos parâmetros mantidos constantes ao longo dos testes realizados. Inicialmente foi construído um diagrama de coagulação para a definição das concentrações dos produtos químicos; em seguida foram realizados testes para a definição da turbidez inicial da água de teste e do diâmetro de enrolamento nos reatores tubulares helicoidais.

5.1.1. Caracterização do Diagrama de Coagulação.

Para a definição dos valores de concentração de produtos químicos utilizados nos processos de coagulação e floculação, foram realizados 66 testes para a montagem de

um diagrama de coagulação, de acordo com a metodologia descrita no item 4.3.3 da seção Material e Métodos. A Figura 5.1 apresenta os resultados de eficiência de remoção de turbidez em função da concentração de sulfato de alumínio e do pH final obtido com a adição de hidróxido de sódio como alcalinizante.

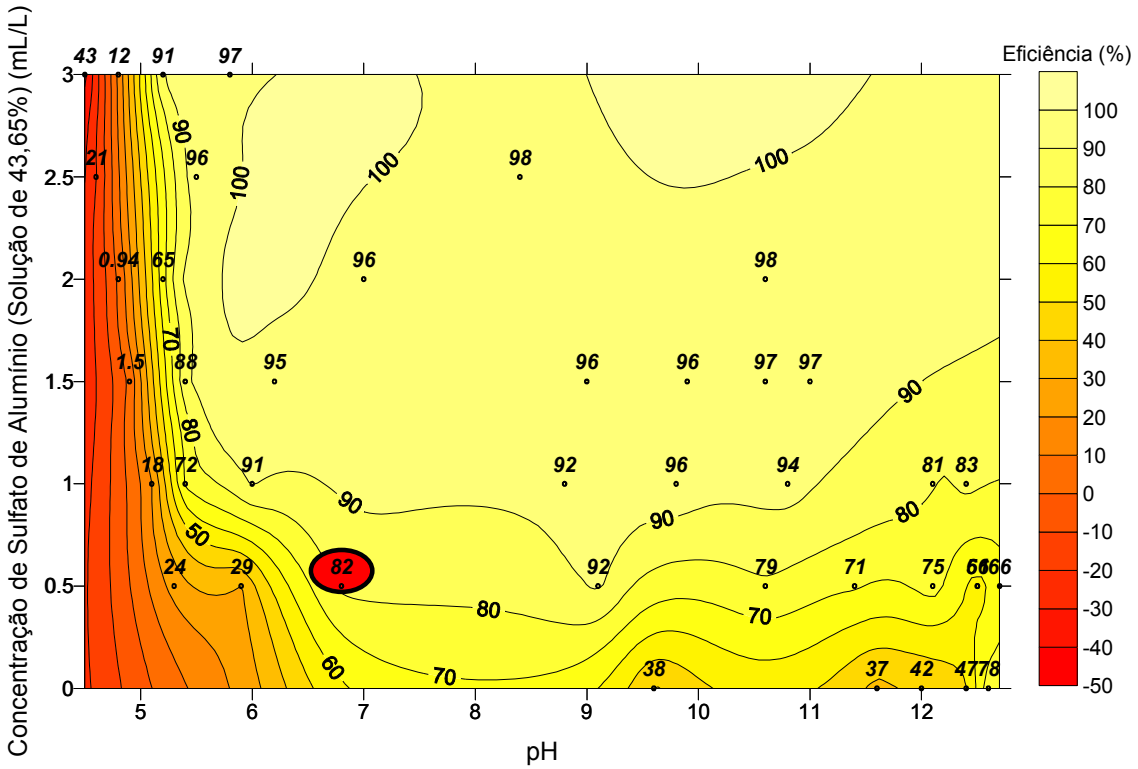


Figura 5.1 - Diagrama de Coagulação do Sulfato de Alumínio para G = 250 s^{-1}.

Os valores de eficiência de remoção de turbidez variaram de 1% a 98% com a variação das concentrações de sulfato de alumínio e de hidróxido de sódio. Além disso, 60% dos testes realizados apresentaram eficiência superior a 80%, sendo 43% com eficiência de remoção de turbidez superior a 90%, indicando uma turbidez remanescente inferior a 5 UNT.

Para a realização dos testes nos reatores tubulares helicoidais, foram escolhidas concentrações de alcalinizante e coagulante com base em alguns critérios:

1) Menor utilização de produtos químicos;

2) pH da solução próximo ao recomendado pela literatura (6 a 8);

3) Concentrações de produtos químicos que fossem sensíveis às variações de comprimento dos reatores;

Com base nesses critérios foi escolhido o ponto do diagrama referente à concentração de 0,25 ml/L de solução de sulfato de alumínio e 50 mg/L de hidróxido de sódio, relativo a uma eficiência de 82% de remoção de turbidez para água com turbidez inicial de 50 UNT. O pH final da solução foi de 6,8 e a turbidez remanescente foi de 9,4 UNT. Essas concentrações de sulfato de alumínio e hidróxido de sódio foram utilizadas em todos os testes posteriores para avaliação da eficiência de remoção de turbidez.

5.1.2. Avaliação da Eficiência de Remoção de Turbidez em Função da Turbidez Inicial da Água Sintética

Para a realização dos testes foram testados três reatores com volume igual a 1500 cm³ e diâmetros de reator de 3/8”, 1/2" e 5/8”, com comprimentos de 21,05m, 11,84m e 7,58m, respectivamente. A vazão de alimentação utilizada em todos os testes foi de 2L/min e os valores de turbidez utilizados nos testes foram 50UNT, 150 UNT, 250 UNT e 350UNT. Os resultados obtidos encontram-se apresentados na Figura 5.2.

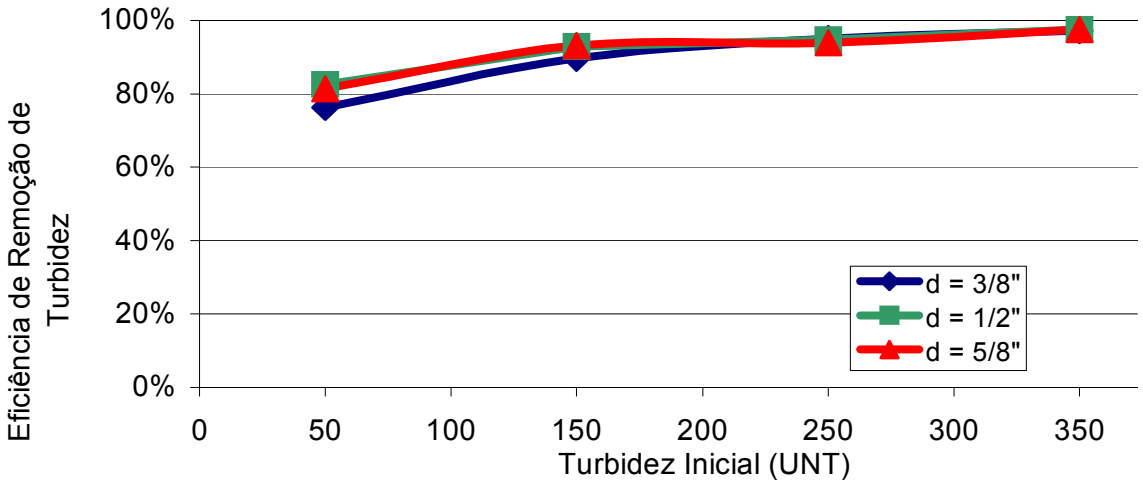


Figura 5.2 - Eficiência de Remoção de Turbidez em função da Turbidez Inicial para os Diâmetros de 3/8”, 1/2" e 5/8”.

Verifica-se que os valores de eficiência de remoção de turbidez aumentam com o aumento da turbidez inicial, alcançando valores superiores a 97% para os três diâmetros de reatores estudados e turbidez inicial de 350 UNT.

No trabalho de Carissimi (2003) verificou-se a variação da eficiência de sedimentação em função da concentração inicial de sólidos suspensos na água a ser tratada, sendo este parâmetro diretamente relacionado com a turbidez inicial do fluido estudado. Para todas as vazões estudadas, a velocidade de sedimentação dos flocos foi favorecida com o aumento da concentração inicial de sólidos.

Também pode ser verificado na Figura 5.2 que as maiores variações de eficiência de remoção de turbidez encontradas foram para a turbidez de 50 UNT. Por este motivo esse valor foi escolhido para as análises posteriores, de forma a garantir que esse parâmetro seja sensível às variações dos outros parâmetros intervenientes no processo.

5.1.3. Avaliação do Diâmetro de Enrolamento em Função da Eficiência de Remoção de Turbidez

Para essa análise foram estudados reatores tubulares helicoidais com diâmetro de 5/8" e diâmetros de enrolamento de 10 e 30 cm, conforme descrito no item 4.3.4 da seção Materiais e Métodos. As vazões estudadas foram de 0,5, 1,0, 2,0 e 4,0 L/min e o volume dos reatores foi mantido constante e igual a 1500 cm³. Os resultados obtidos são apresentados na Figura 5.3.

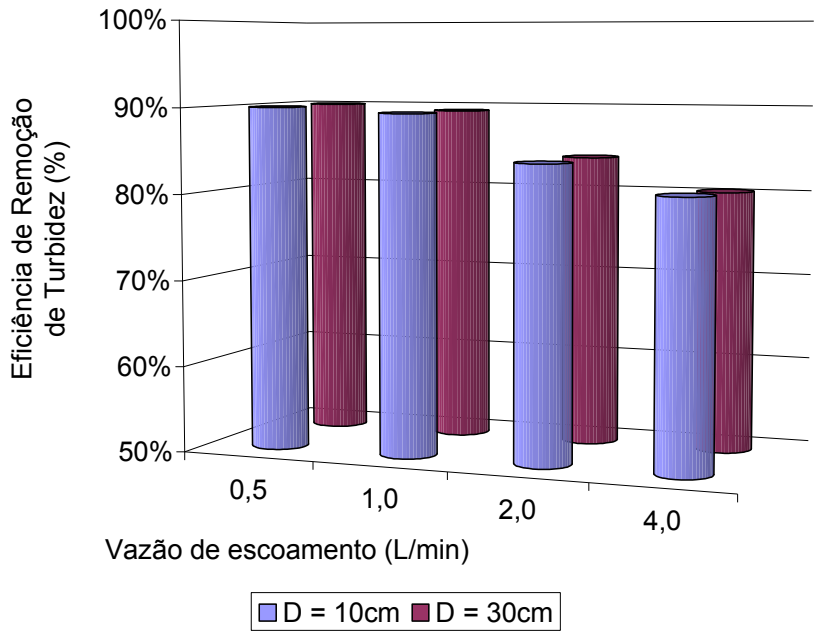


Figura 5.3 - Eficiência de Remoção de Turbidez para as Vazões de 0,5 a 4,0 L/min e Diâmetros de Enrolamento de 10 e 30 cm.

Verifica-se que não houve variação significativa entre os valores de eficiência de remoção de turbidez com a variação do diâmetro de enrolamento dos mesmos. A maior variação encontrada foi para a vazão de 4 L/min, sendo que o erro relativo não ultrapassou 0,72%.

Resultado semelhante foi encontrado no trabalho de Pelissari (2006), onde as diferenças obtidas com a variação de D foram pequenas e próximas às faixas de incerteza dos experimentos. Diante disso e da disponibilidade de tubulação de diâmetro de 10 cm no Laboratório de Hidráulica da Universidade Federal do Espírito Santo, foi definido que este diâmetro seria utilizado nos demais reatores empregados no presente trabalho.

5.1.4. Considerações Finais

A Tabela 5-1 apresenta os valores definidos como constantes para as demais análises de eficiência de remoção de turbidez.

Tabela 5-1 – Resultados Preliminares: Parâmetros definidos como constantes para o desenvolvimento das demais etapas de experimentação

Parâmetro	*Valor*
Diâmetro de Enrolamento	10 cm
Turbidez Inicial	50 UNT
Dosagem de Alcalinizante	50 mg/L
Dosagem da Solução de Coagulante	0,25 ml/L

Vale ressaltar que os estudos preliminares mostraram que a eficiência de remoção de turbidez é função da concentração de produtos químicos e da turbidez inicial da água a ser tratada, sendo necessários estudos futuros para um melhor entendimento do comportamento destes parâmetros.

5.2. Avaliação da Influência do Comprimento dos Reatores na Eficiência de Remoção de Turbidez

Para a avaliação da eficiência de remoção de turbidez em função do comprimento dos reatores tubulares helicoidais, foram realizados 48 testes, definidos em função de variações nos valores de comprimento, diâmetro de reator e vazão de escoamento, como mostrado na Tabela 4-4 da seção Material e Métodos. As eficiências de remoção de turbidez encontradas variaram de 72,4% a 86,2%, considerando as vazões de 1 e 2L/min para os diâmetros de reator de 3/8” e 1/2” e de 2L/min e 4 L/min para diâmetro de reator de 5/8”. Os resultados obtidos para os três diâmetros de reatores estudados são apresentados na Figura 5.4.

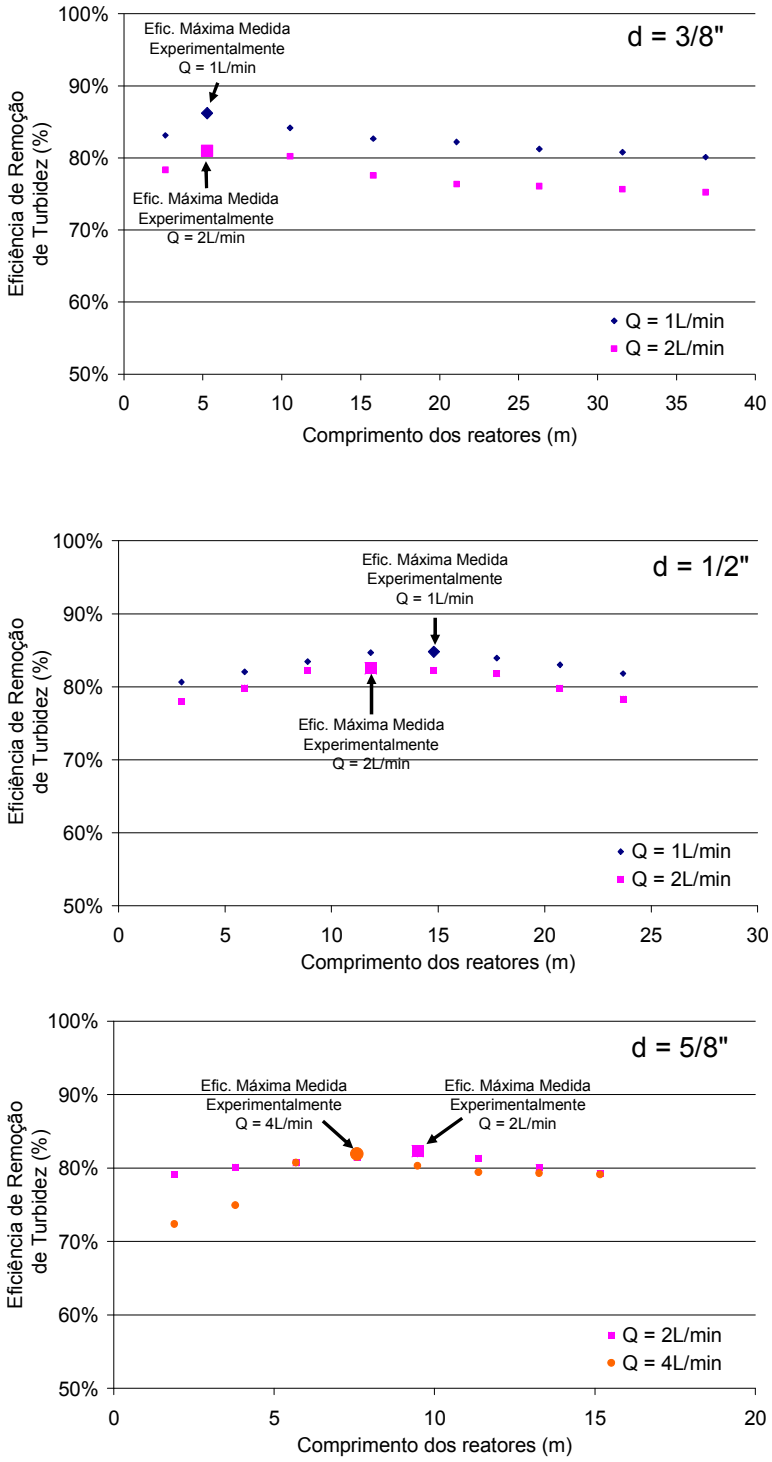


Figura 5.4 - Relação entre Comprimento dos Reatores e Eficiência de Remoção de Turbidez para os Três Diâmetros de Reator Estudados (3/8", 1/2" e 5/8")

Com o aumento do comprimento do reator, é possível verificar que, para todas as configurações estudadas, os valores de eficiência de remoção de turbidez aumentam,

num primeiro momento, atingem um valor máximo e em seguida decrescem com o aumento do comprimento do reator. Este resultado indica que, para uma mesma configuração de reator e para uma mesma condição de escoamento, existe uma região onde a qualidade do floco melhora, delimitando uma faixa de comprimento ótimo para a formação dos flocos. Após esta região ocorre uma desestruturação dos flocos anteriormente formados, reduzindo a eficiência de remoção de turbidez.

Analogamente, Brito (1998) obteve em seu trabalho valores de tempo de detenção ótimos, onde foram encontrados valores máximos de remoção de turbidez. Além disso, foi verificada uma redução na remoção de turbidez após este valor de tempo de detenção ótimo, o que concorda com o resultado encontrado neste trabalho.

No entanto, devido ao grande intervalo entre os valores de comprimento de reatores utilizados neste trabalho, não é possível afirmar com precisão o ponto de comprimento ótimo, referente à eficiência máxima. Por este motivo serão consideradas faixas de comprimento ótimo juntamente com os pontos de comprimento obtidos experimentalmente referentes às eficiências máximas. Essas faixas foram definidas englobando os pontos médios dos comprimentos encontrados a montante e a jusante do ponto de comprimento ótimo, referente à máxima eficiência de remoção de turbidez encontrada. Os resultados obtidos são mostrados na Figura 5.6.

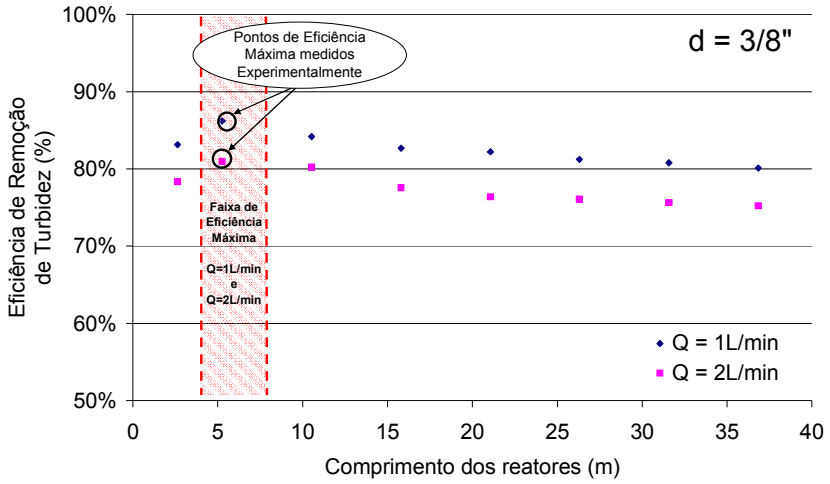
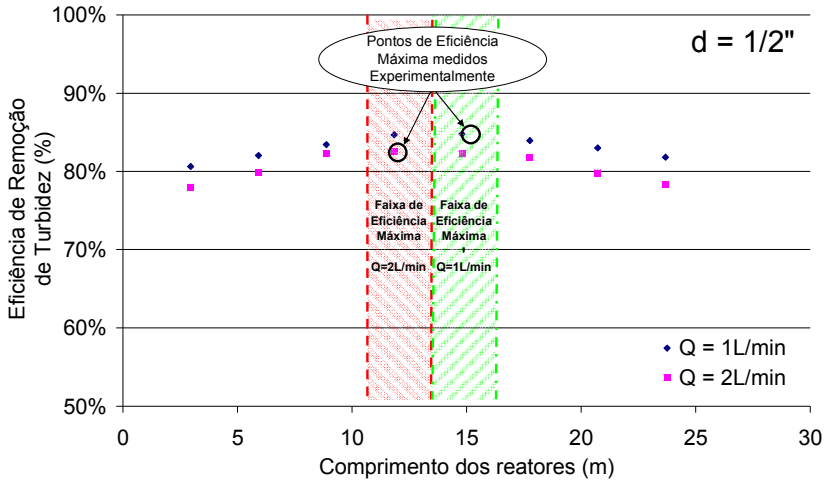


Figura 5.5 (a)- Relação entre Comprimento dos Reatores e Eficiência de Remoção de Turbidez para os três Diâmetros de Reator Estudados (3/8")



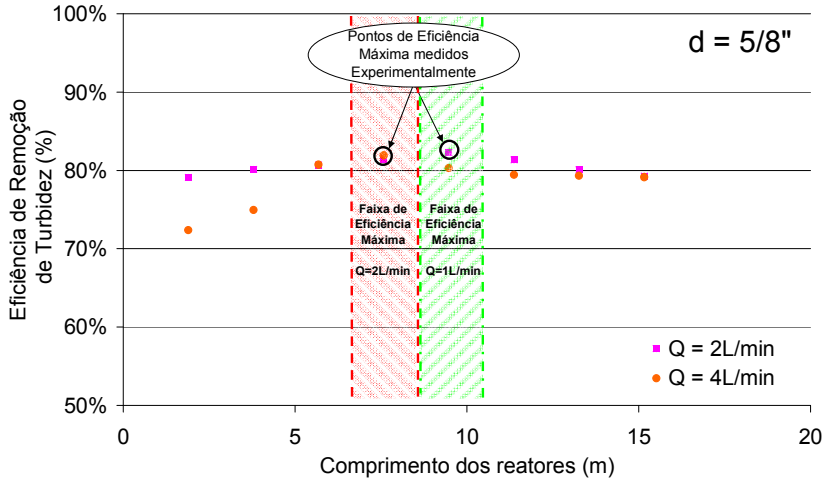


Figura 5.6 (b)- Relação entre Comprimento dos Reatores e Eficiência de Remoção de Turbidez para os três Diâmetros de Reator Estudados (1/2" e 5/8")

Através da análise da Figura 5.6, nota-se uma redução nos valores médios do comprimento ótimo com o aumento da vazão para os diâmetros de 1/2" e 5/8". Ou seja, o aumento da vazão leva ao aumento do nível de turbulência ao longo do reator, aumentando a probabilidade de choques entre as partículas, que resulta no alcance do ponto de eficiência máxima de remoção de turbidez para menores comprimentos de reator.

Também é possível observar, para os três diâmetros de reatores avaliados, que as eficiências de remoção de turbidez encontradas para as menores vazões de

escoamento foram superiores às encontradas para as maiores vazões de escoamento estudadas.

Para o diâmetro de reator de 3/8” foi verificada a coincidência dos valor de comprimento ótimo obtidos experimentalmente para as duas vazões de escoamento estudadas. Neste caso, é necessário um maior refinamento dos pontos para a verificação desse resultado.

5.3. Avaliação dos Processos de Agregação e Ruptura durante a Floculação

Com o intuito de contribuir para um melhor entendimento dos processos de agregação e ruptura dos flocos, foram realizadas duas análises distintas relativas a estes processos: a primeira referente aos coeficientes angulares obtidos nas regiões a montante e jusante do ponto de eficiência máxima para as seis configurações estudadas e a segunda referente ao cálculo dos coeficientes de agregação e ruptura K_A e K_B, descritos na seção 3.2.1 da seção Revisão Bibliográfica.

5.3.1. Avaliação dos Coeficientes Angulares das Retas Obtidas a Montante e Jusante do Ponto de Eficiência Máxima

A Figura 5.7 apresenta, para os diâmetros de 1/2" e 5/8”, a relação entre a eficiência de remoção de turbidez e o comprimento dos reatores, destacando as retas geradas nas regiões a montante e jusante do ponto de eficiência máxima, inclusive. Nessa análise não foram utilizados os resultados obtidos para o diâmetro de reator de 3/8”, visto que foi encontrado apenas um ponto a montante do ponto de eficiência máxima. Para uma melhor avaliação do processo, são necessários mais testes para a verificação da comportamento nesta região.

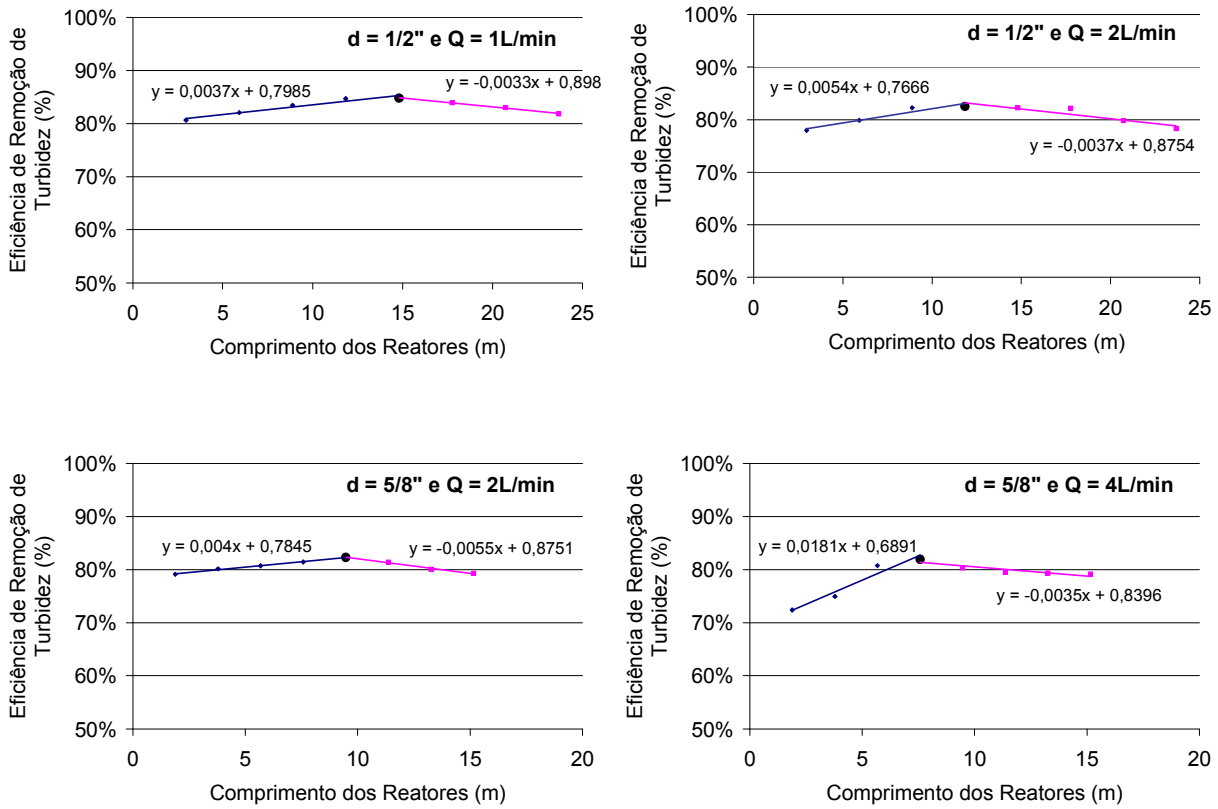


Figura 5.7 – Coeficientes Angulares das Regiões de Agregação e Ruptura para os Diâmetros de 1/2" e 5/8".

Os coeficientes angulares obtidos a montante do ponto de eficiência máxima (região predominantemente de agregação de partículas e formação de flocos) são diferentes dos obtidos a jusante do ponto de eficiência máxima (região predominantemente de desestruturação e ruptura dos flocos), indicando que os processos de agregação e ruptura não ocorrem na mesma intensidade.

Estes coeficientes angulares retratam as variações da eficiência de remoção de turbidez com o aumento do comprimento do reator, ou seja, elevados coeficientes angulares indicam variações significativas na eficiência de remoção de turbidez com o aumento do comprimento do reator, enquanto que baixos coeficientes angulares indicam que o aumento do comprimento do reator não influencia significativamente a eficiência de remoção de turbidez.

A Tabela 5-2 relaciona os valores de coeficientes angulares obtidos a montante e a jusante do ponto de eficiência máxima com as principais características hidráulicas e geométricas dos reatores com comprimento ótimo, para as 4 configurações estudadas.

Tabela 5-2 – Relação entre os principais parâmetros hidráulicos e geométricos obtidos para os reatores de comprimento ótimo obtidos experimentalmente.

d (pol.)	*Q (L/min)*	*Coeficiente angular da região a montante do ponto de eficiência máxima*	*Coeficiente angular da região a jusante do ponto de eficiência máxima*	*G (s^{-1})*
1/2"	1	0,0037	0,0033	128
1/2"	2	0,0054	0,0037	276
5/8"	2	0,0040	0,0055	103
5/8"	4	0,0181	0,0035	444

Para a vazão de 2L/min, verifica-se uma redução nos valores dos coeficientes angulares obtidos a montante do ponto de eficiência máxima com o aumento do diâmetro dos reatores. Isso ocorre devido a menor interação entre as partículas com o aumento do diâmetro do reator, fato evidenciado pela redução do gradiente médio de velocidade. A redução deste parâmetro indica uma redução na energia fornecida ao sistema, que faz com que variações na eficiência de remoção de turbidez sejam menos expressivas com o aumento do comprimento do reator. Em contrapartida, o aumento do gradiente médio de velocidade, gerado pela redução do diâmetro do reator, promove variações mais expressivas na eficiência de remoção de turbidez com o aumento do comprimento do reator.

Resultado semelhante pode ser verificado analisando os dados experimentais encontrados por Brito (1998), onde foram traçados os coeficientes angulares das retas obtidas a montante do ponto de eficiência máxima, relacionadas ao tempo de floculação. Os resultados mostram que, apesar da dispersão dos dados, reduções nos valores de gradiente médio de velocidade geram reduções nos coeficientes angulares das retas obtidas a montante do ponto de eficiência máxima, como mostrado no Anexo 2 deste trabalho.

Também é possível verificar, para os reatores de diâmetros de 1/2" e 5/8”, que o aumento da vazão de escoamento gerou acréscimos no coeficiente angular das retas obtidas a montante do ponto de eficiência máxima, sendo mantidas constantes as características geométricas dos reatores. Novamente, este fato pode ser explicado pelo aumento do gradiente médio de velocidade, que aumenta a energia interna do sistema, possibilitando um maior contato entre as partículas desestabilizadas e tornando mais expressivas as variações na eficiência de remoção de turbidez com o aumento do comprimento do reator.

Analisando os valores de coeficientes angulares obtidos a jusante do ponto de eficiência máxima, não foi possível verificar uma relação direta entre os valores encontrados, sendo necessários outros estudos para um melhor entendimento do comportamento verificado nesta região, provavelmente com ênfase às características físicas dos flocos (densidade, fator de forma, entre outros) e ao processo de refloculação, visto que nesta região verificam-se reduções na eficiência de remoção de turbidez, sugerindo haver a desestruturação e ruptura dos flocos anteriormente formados. Voltan (2007) afirma que “para elevados tempos de floculação, deve ocorrer a erosão dos flocos e, em seguida, a refloculação dos mesmos. Como na refloculação os flocos raramente retomam as condições iniciais, para grandes tempos de floculação os mesmos devem estar já previamente rompidos e reagrupados”.

5.3.2. Avaliação dos Coeficientes de Agregação e Ruptura (K_A e K_B)

Com o intuito de se obter um maior entendimento sobre os processos de agregação e ruptura, foi avaliado o Método de Bratby Modificado, descrito no item 3.2.1 da seção Revisão Bibliográfica para o cálculo dos coeficientes relativos a esses processos.

Segundo procedimento proposto por Bratby (1981) e modificado por Brito (1998), o primeiro passo para o cálculo é obter o valor da razão K_B / K_A, através da utilização da

Equação 3-4. Neste caso, a relação N_0/N foi obtida a partir do resultado que forneceu maior eficiência, ou seja, maior valor de N_0/N.

Tal fato pode ser explicado matematicamente analisando o desenvolvimento do método proposto por Brito (1998): "a Equação 3-4, utilizada no primeiro passo da metodologia proposta por Bratby (1981) é resultante da Equação 3-1 igualada a zero, ou seja, supõe-se que não há mais variação do numero de partículas em relação ao tempo de floculação T_F. Matematicamente tal fato equivale a dizer que a Equação 3-4 fornece a curva tangente ao ponto de máximo da curva que descreve o desempenho da floculação, representada pela Equação 3-2. Portanto, na ausência da assintoticidade mencionada por Bratby (1981), torna-se razoável obter a relação N_0/N a partir do ponto máximo da curva N_0/N x tempo de floculação, para o menor tempo de floculação".

Para este trabalho essa relação foi verificada para as curvas N_0/N x comprimento de reator, visto que para uma mesma vazão de escoamento o comprimento do reator e o tempo de detenção possuem relação linear entre si.

Na Tabela 5-3 serão mostrados os resultados dos cálculos de K_A e K_B, obtidos com a utilização do método de Bratby Modificado, para os seis reatores estudados.

Tabela 5-3 – Resultados da determinação dos coeficientes de agregação (K_A) e Ruptura (K_B) e da relação N_0/N, com a utilização do Método de Bratby Modificado.

Diâmetro (pol)	Vazão (L/min)	K_A	K_B (s)	Gradiente de velocidade (s^{-1})
3/8"	1	2,565E-04	1,211E-07	292
3/8"	2	2,534E-04	7,622E-08	632
1/2"	1	5,168E-04	6,127E-07	128
1/2"	2	4,098E-04	2,590E-07	276
5/8"	2	1,203E-03	2,070E-06	103
5/8"	4	4,104E-04	1,672E-07	444

Observa-se na Tabela 5-3 que a ordem de grandeza dos valores de K_A e K_B correspondem, em média, a 10^{-4} e 10^{-7}, respectivamente. Tais valores condizem com os encontrados nos trabalhos de Argaman e Kaufman (1968), Argaman (1971), Bratby (1981) e Brito (1998).

Além disso, é possível verificar que, para uma mesma configuração de reator, o aumento da vazão de escoamento e, conseqüentemente, do gradiente médio de velocidade, gerou reduções nos valores de K_A e K_B, indicando que este parâmetro influencia os processos de agregação e ruptura dos flocos. Resultado semelhante foi verificado no trabalho de Brito (1998), onde foram testados nove valores de gradiente médio de velocidade e três velocidades de sedimentação, sendo verificada a mesma tendência de redução dos valores de K_A e K_B com o aumento do gradiente médio de velocidade.

Também é verificada uma tendência de redução nos valores de K_A e K_B com a redução do diâmetro do reator, para uma mesma vazão de escoamento. Tal fato pode ser explicado pelo aumento do gradiente médio de velocidade gerado pela redução do diâmetro do reator, visto que a este parâmetro está associada a quantidade de energia ou intensidade de mistura do sistema.

O conhecimento dos valores de K_A e K_B são úteis para avaliar a resposta de uma água bruta a um determinado processo de clarificação, visto que águas com elevados valores de K_A floculam com facilidade e são adequados para a decantação, como visto no trabalho de Cifuentes (2007). Por outro lado, baixos valores de K_A indicam melhores condições de clarificação com o uso de filtração direta ou flotação com ar dissolvido. Neste trabalho, os maiores valores de K_A e K_B foram encontrados para o diâmetro de 5/8” e vazão de 2L/min, onde foi verificado o menor valor de gradiente médio de velocidade, para as seis configurações estudadas. Essa verificação concorda com a obtida nos trabalhos de Pelissari (2006) e Silva (2007), onde foi verificado que a eficiência dos floculadores é maior para menores níveis de energia e, conseqüentemente, para baixos valores de gradiente médio de velocidade.

5.4. Análise de Modelos de Estimativa de Eficiência de Remoção de Turbidez

Com o intuito de se obter uma correlação entre os parâmetros intervenientes em floculadores tubulares helicoidais e a eficiência de remoção de turbidez, foram desenvolvidos nos trabalhos de Pelissari (2006) e Silva (2007) modelos de estimativa de eficiência. Para a análise destes modelos, será feita inicialmente uma caracterização dos fatores que interferem o processo de floculação; em seguida serão avaliados os modelos propostos por Pelissari (2006) e Silva (2007), utilizando os dados experimentais obtidos neste trabalho; e ao final dessa seção será proposto um novo modelo de previsão de eficiência de remoção de turbidez, com a utilização dos dados experimentais obtidos neste trabalho e no trabalho de Silva (2007)

5.4.1. Caracterização dos Principais Fatores Intervenientes no processo de Floculação

Para a caracterização do comportamento verificado nos Floculadores Tubulares Helicoidais, foram avaliados os seguintes parâmetros intervenientes no processo de floculação:

- A Geometria dos Reatores, que engloba os parâmetros diâmetro e volume dos reatores;
- O Número de Camp, que é função do gradiente médio de velocidade e do tempo teórico de detenção;
- E o Número de Reynolds, cujo valor depende de características da água em estudo (viscosidade dinâmica e massa especifica do fluido), da vazão de escoamento e do diâmetro do reator.

5.4.1.1. Geometria dos Reatores

A Figura 5.8 apresenta a eficiência encontrada para os 48 testes realizados, em função do volume e o diâmetro dos reatores. Foram testadas três vazões de escoamento, sendo as vazões de 1 e 2 L/min utilizadas para os reatores de diâmetros de 3/8” e 1/2" e as vazões de 2 e 4L/min para o diâmetro de 5/8”.

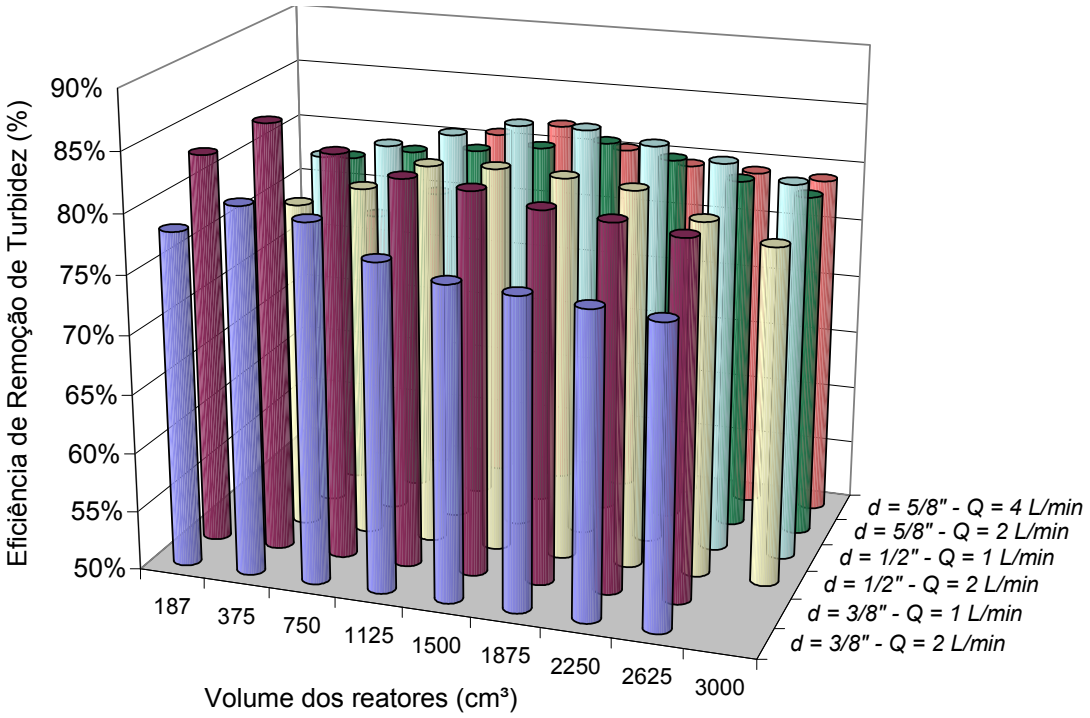


Figura 5.8 – Eficiência de Remoção de Turbidez em função do Volume e do Diâmetro dos Reatores

De maneira geral pode-se observar na Figura 5.8 que as eficiências apresentadas foram bem variadas, indicando que o desempenho dos floculadores é função das vazões de escoamento e das características geométricas dos reatores, tais como volume e diâmetro dos reatores. Neste trabalho os valores de eficiência variaram de 72,4% a 86,2%, enquanto que no trabalho de Pelissari (2006) a eficiência dos floculadores variou de 26% a 93% e no trabalho de Silva (2007) a variação foi de 65% a 94%.

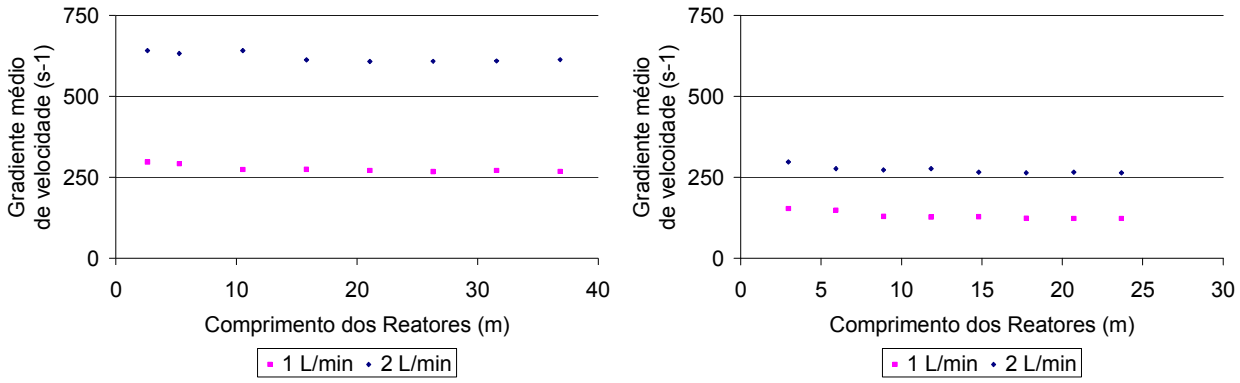
Além disso, para um mesmo diâmetro de reator, é possível verificar que variações no volume geram variações na eficiência de remoção de turbidez, sendo o resultado obviamente análogo ao encontrado no item 5.2 desta seção, relativo a variações no comprimento dos reatores. Ou seja, a eficiência de remoção de turbidez aumenta com o aumento do volume do reator até um valor máximo, em seguida decresce com o aumento do volume do reator. Esse resultado já era esperado, visto que, para um

mesmo diâmetro de reator, existe uma relação direta entre o volume do reator e o comprimento do mesmo.

5.4.1.2. Número de Camp

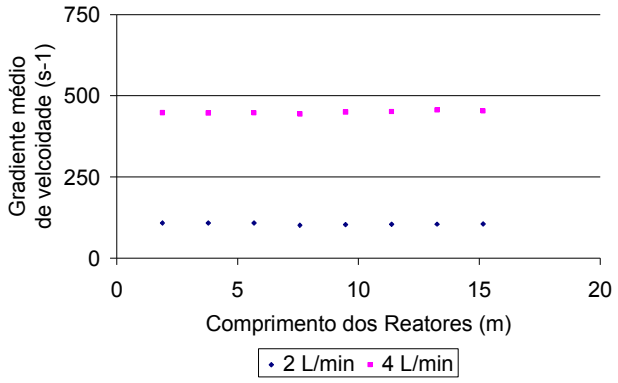
Para a avaliação deste parâmetro faz-se necessária uma avaliação primária dos elementos que o compõe, sendo estes o tempo de detenção e o gradiente médio de velocidade.

O gradiente médio de velocidade é um parâmetro de extrema importância no dimensionamento de floculadores, pois a ele é associada a energia do sistema, como visto no item 3.2.2 da seção Revisão Bibliográfica. Este parâmetro é dependente da vazão de escoamento e do diâmetro do reator, visto que ambos influenciam na perda de carga da unidade. No entanto, mantendo-se constante estes parâmetros e alterando-se apenas o comprimento do reator, verifica-se que as diferenças encontradas são pequenas e tende a reduzir com aumento do comprimento do reator, como mostrado na Figura 5.10(b) .



(3/8”) **(1/2”)**

Figura 5.9 (a)- Relação entre o Comprimento dos Reatores e o Gradiente Médio de Velocidade para os Diâmetros de reator de 3/8” e 1/2” e Vazão de 2L/min.



(5/8")

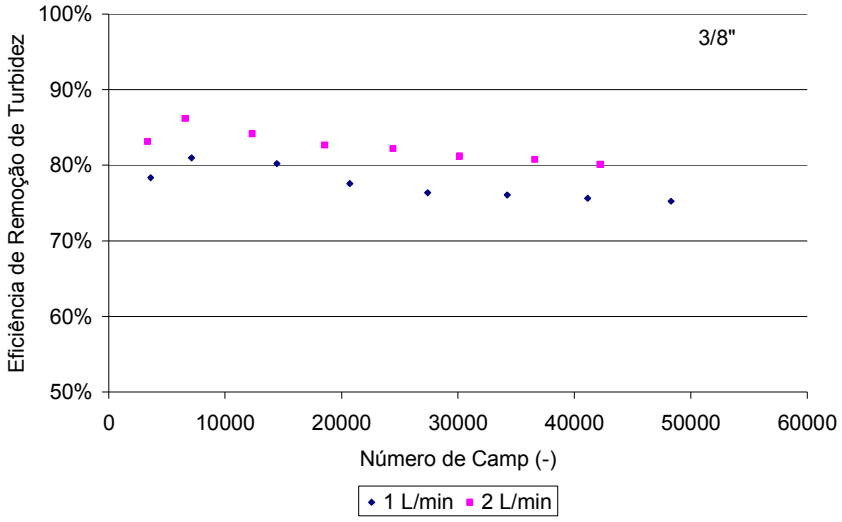
Figura 5.10(b) - Relação entre o Comprimento dos Reatores e o Gradiente Médio de Velocidade para o Diâmetro de reator de 5/8" e Vazão de 2L/min.

As maiores variações entre os valores de gradiente médio de velocidade foram encontradas para o diâmetro de reator de 3/8", sendo o maior erro relativo igual a 3,2%. Além disso, os maiores erros foram encontrados para os menores comprimentos dos reatores, indicando que com o aumento do comprimento este parâmetro se estabiliza, mantendo-se praticamente constante. Segundo Sartori (2006), os reatores tubulares helicoidais apresentam uma constância nos valores médios do gradiente de velocidade, o que concorda com o obtido neste trabalho. Este resultado comprova que este tipo de floculador não favorece a quebra de flocos devido a variações bruscas no gradiente de velocidade, ao contrário dos floculadores chicanados, onde as mudanças abruptas de direção do escoamento ocasionam aumentos repentinos do gradiente de velocidade, provocando a ruptura dos flocos anteriormente formados (Haarhoff e Van der Walt, 2001 e Salgado, 2006).

Com relação a influência do tempo teórico de detenção na eficiência de remoção de turbidez, verifica-se um resultado análogo ao encontrado no item 5.2 desta seção, onde foi analisado o comprimento dos reatores. Isso ocorre devido a relação direta entre estes parâmetros, considerando o mesmo diâmetro de reator e a mesma vazão de escoamento.

De posse destes resultados, é possível avaliar o Número de Camp, que é dado pelo produto entre o gradiente médio de velocidade e o tempo teórico de detenção, e essa grandeza fornece uma medida adimensional que indica a oportunidade de choques entre as partículas.

A mostra a relação entre este parâmetro e a eficiência de remoção de turbidez, para os três diâmetros de reator estudados.



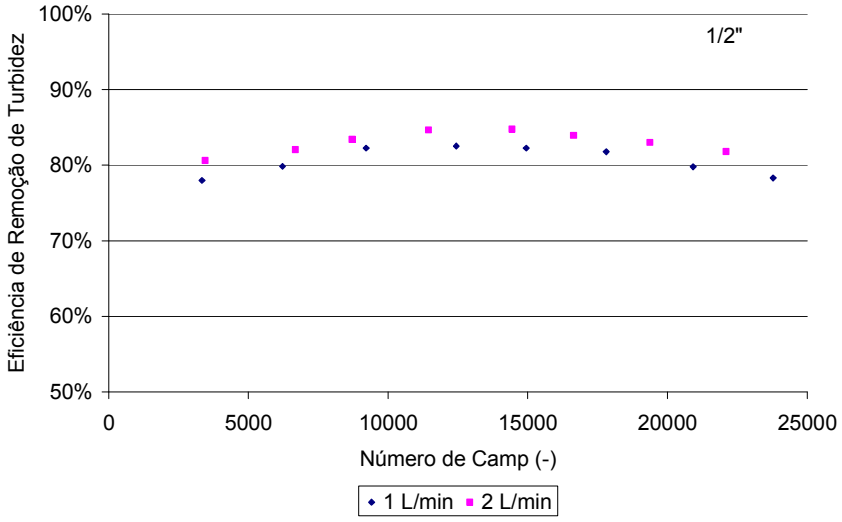


Figura 5.11 (a)- Relação entre o número de Camp e a Eficiência de Remoção de Turbidez para os Diâmetros de reator 3/8”e 1/2”

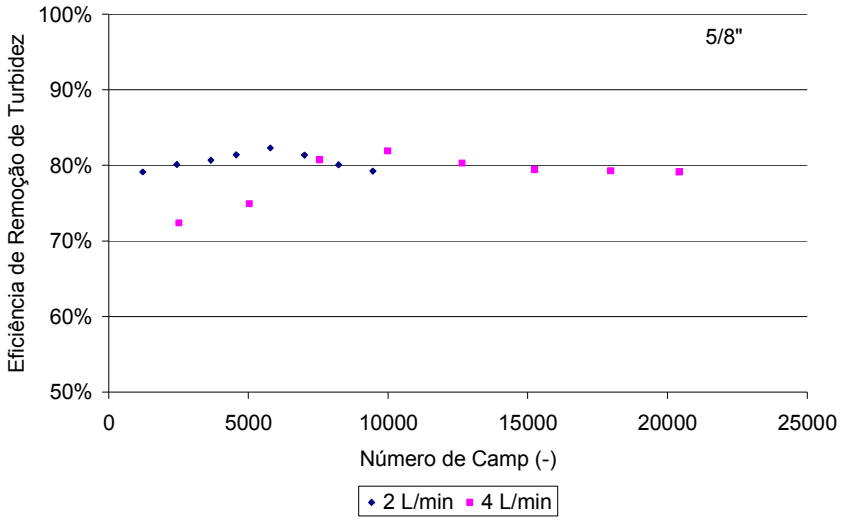


Figura 5.12 (b) - Relação entre o número de Camp e a Eficiência de Remoção de Turbidez para o Diâmetro de reator de 5/8”

Pode-se verificar comportamento semelhante ao observado nas figuras que relacionam eficiência de remoção de turbidez e comprimento dos reatores. Os valores de eficiência de remoção de turbidez crescem, com o aumento do número de Camp, até um valor máximo que varia de 6000 (para o diâmetro de 5/8”) até 14000 (para o diâmetro de 1/2"); após esses valores, há um decréscimo valores de eficiência de remoção de turbidez. Nos trabalhos de Pelissari (2006) e Silva (2007) foi verificada uma tendência de redução nos valores de eficiência com o aumento do Número de Camp, como pode ser verificado na Figura 5.13, apesar da dispersão dos dados encontrados no trabalho de Pelissari (2006). Para esta análise foi utilizado o diâmetro de reator de 1/2", visto que este apresenta maior quantidade de dados experimentais, em comparação com os demais diâmetros de reator estudados.

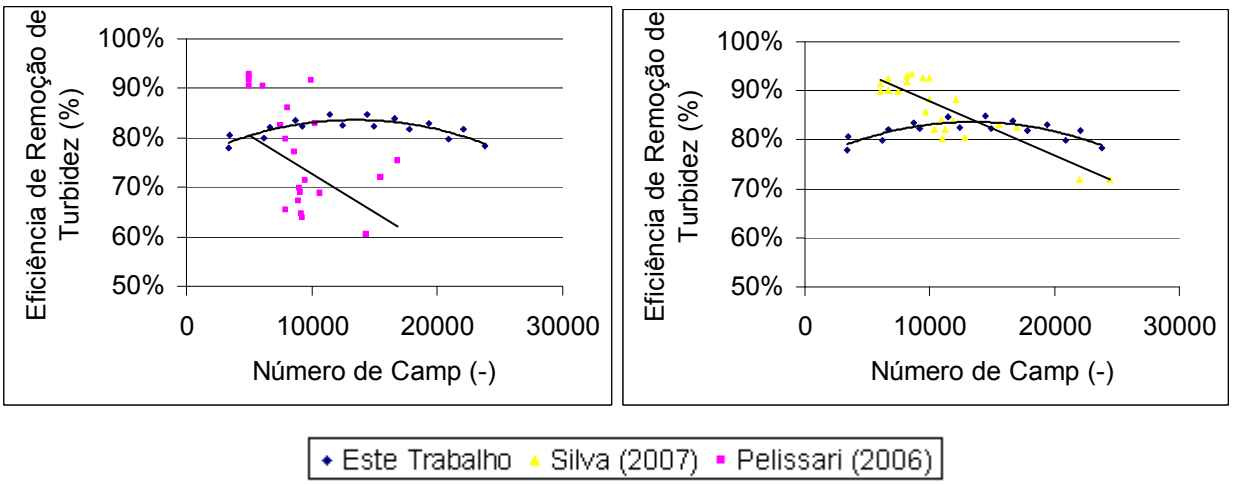


Figura 5.13 – Comparação entre as tendências relativas ao Número de Camp obtidas neste trabalho e nos trabalhos de Pelissari (2006) e Silva (2007), para o diâmetro de reator de 1/2".

Além disso, foi verificado neste trabalho que para valores de Camp maiores que 30.000 a eficiência de remoção de turbidez foi decrescente e inferior a 80%, o que concorda com os resultados obtidos por Pelissari (2006) e Silva (2006).

5.4.1.3. Número de Reynolds

O número de Reynolds é um importante parâmetro a ser avaliado no estudo de Floculadores Tubulares Helicoidais, visto que seu valor indica o tipo de escoamento existente na unidade (laminar ou turbulento), além de ser um parâmetro adimensional, o que facilita a comparação de dados.

No entanto, deve-se observar que a variação de comprimento do reator não promove variações no Número de Reynolds para uma mesma vazão de escoamento, visto que a velocidade e o diâmetro do reator são mantidos constantes nestes casos. Por este motivo, apenas seis valores de Número de Reynolds são encontrados neste trabalho, referentes às variações da vazão de escoamento e do diâmetro de reator. Estes valores foram relacionados com a eficiência de remoção de turbidez, como mostrado na Figura 5.14, para os comprimentos ótimos de reatores obtidos experimentalmente e mostrados no item 5.2 desta seção.

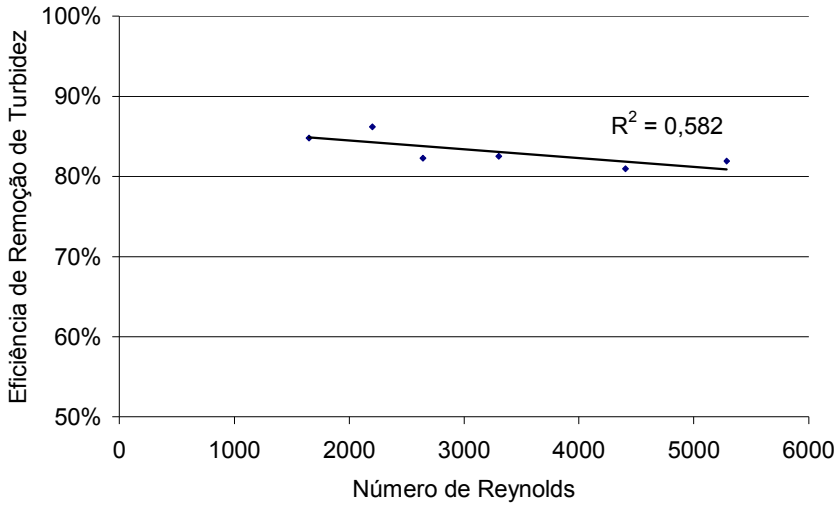


Figura 5.14 - Relação entre o número de Reynolds e a Eficiência de Remoção de Turbidez para Comprimentos Ótimos de Reatores

Os resultados obtidos concordam com os encontrados nos trabalhos de Grohmann, Reiter e Wiesmann (1981), Pelissari (2006) e Silva (2007), que observaram a redução da eficiência de remoção de turbidez com o aumento de Reynolds.

Além disso, verifica-se que os valores de eficiência de remoção de turbidez e número de Reynolds possuem baixo coeficiente de correlação (R^2= 0,582), indicando a necessidade de análises que levem em consideração outros parâmetros intervenientes no processo, como os descritos anteriormente nesta seção.

O conhecimento desses parâmetros possibilitará o desenvolvimento de modelos de estimativa de eficiência de remoção de turbidez, visando contribuir para a execução de projetos racionais de floculadores tubulares helicoidais. Tais modelos serão mostrados na seção 5.4.2 a seguir.

5.4.2. Relação entre os Valores de Eficiência de Remoção de Turbidez obtidos Experimentalmente e os obtidos através dos Modelos propostos por Pelissari (2006) e Silva (2007)

Como visto no item 3.4.2 na seção Revisão Bibliográfica, Pelissari (2006) e Silva (2007) propuseram equações para a previsão de eficiência de acordo com diversos

parâmetros hidráulicos e geométricos dos reatores. Com o intuito de realizar uma análise qualitativa dos modelos propostos, os mesmos foram utilizados para estimar a eficiencia de remoção de turbidez para as 48 configurações avaliadas experimentalmente nesse trabalho. Os resultados são mostrados na Figura 5.15.

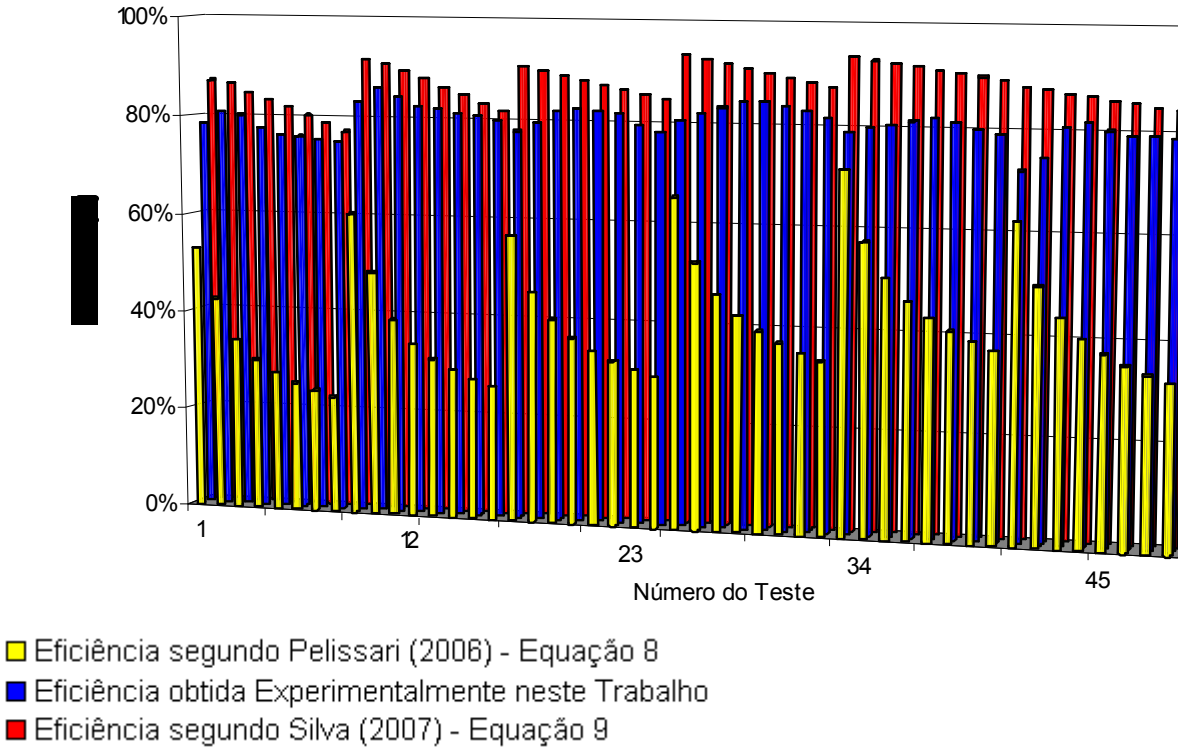


Figura 5.15 - Relação entre a Eficiência de Remoção de Turbidez obtidos experimentalmente e através dos modelos propostos por Pelissari (2006) e Silva (2007)

Comparando-se os dados obtidos através das equações e os obtidos experimentalmente, nota-se que as equações não representam satisfatoriamente os valores de eficiência de remoção de turbidez obtidos experimentalmente neste trabalho. Os valores obtidos através do modelo proposto por Silva (2006) foram maiores do que os obtidos experimentalmente em todos os testes; em contrapartida, os resultados obtidos atraves do modelo proposto por Pelissari (2006) foram menores do que os obtidos experimentalmente em todos os testes realizados. Os erros relativos obtidos com a utilização de Pelissari (2006) variaram de 9% a 69%, enquanto que com a utilização da equação proposta por Silva (2007) os erros relativos variaram de 2% a

22%. Por este motivo será analisado em detalhes apenas o modelo proposto por Silva (2007), visto que o mesmo apresentou melhores previsões de eficiencia de remoção de turbidez do que o modelo proposto por Pelissari (2006).

Utilizando a Equação 3-11, obtida no trabalho de Silva (2007), juntamente com os dados obtidos experimentalmente neste trabalho, podemos concluir que os pontos obtidos neste trabalho se afastam consideravelmente dos estimados pela equação proposta por Silva (2007), como pode ser observado na Figura 5.16. Uma das possíveis causas de tamanha dispersão dos pontos é devido à faixa utilizada nesse trabalho, que extrapola os limites utilizados no trabalho de Silva (2007), principalmente no parâmetro adimensional relacionado com o comprimento dos reatores, como mostrado no item 4.4.2 da seção Material e Métodos. Dos 48 novos testes realizados neste trabalho, 20 estão fora da faixa de trabalho utilizada por Silva (2007).

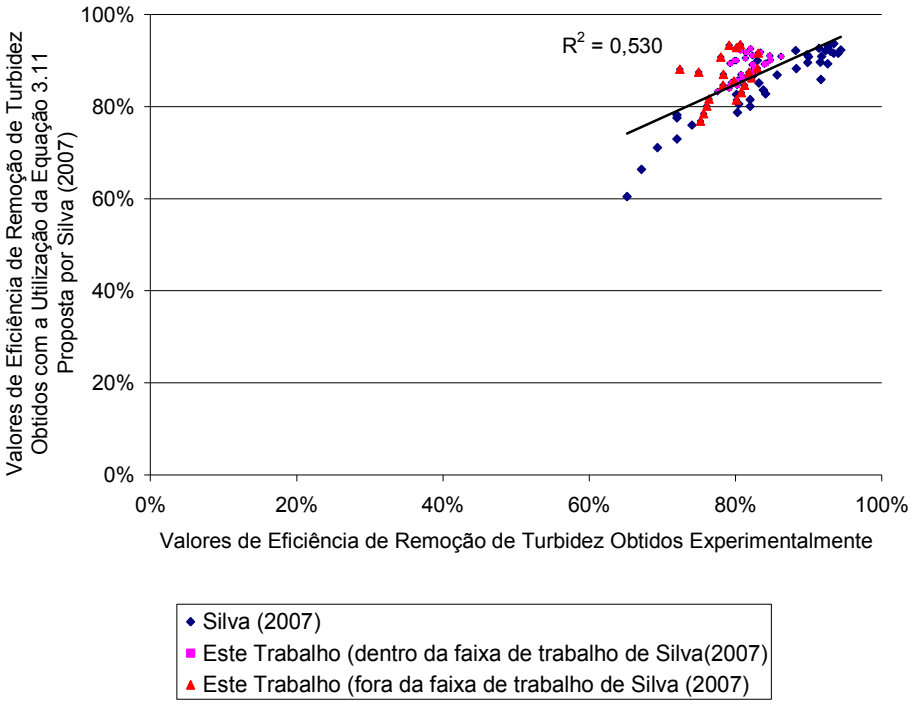


Figura 5.16 - Relação entre os valores obtidos experimentalmente no trabalho de Silva (2007) e neste trabalho com a utilização da equação proposta por Silva (2007)

Analisando conjuntamente os dados obtidos experimentalmente no trabalho de Silva (2007) e neste trabalho verificou-se que o coeficiente de determinação encontrado foi

de 0,530 e as maiores diferenças encontradas foram obtidas nos valores extremos de comprimentos, principalmente para os diâmetros de 3/8” e 5/8”. Dentre os dados obtidos experimentalmente neste trabalho que estão dentro da faixa utilizada por Silva (2007), as maiores diferenças encontradas foram para os reatores de diâmetro de reator de 5/8”, sendo que este diâmetro não foi avaliado no trabalho de Silva (2007), sendo essa a possível causa da dispersão de valores.

Utilizando apenas os dados experimentais deste trabalho que estão na mesma faixa de trabalho utilizada por Silva (2007), observa-se que o coeficiente de determinação atinge o valor de 0,3097, indicando que o modelo apresentado não representa satisfatoriamente os dados obtidos neste trabalho.

Com o intuito de analisar as diferenças de eficiência obtidas nos 48 testes experimentais realizados neste trabalho e obtidas com a utilização da Equação 3-11 proposta por Silva (2007) foi gerada a Figura 5.17, onde é possível verificar claramente que os desvios encontrados são significativos, chegando até a 16% do valor original obtido experimentalmente. Além disso, 35% dos testes realizados apresentaram erros relativos superiores a 10%, sendo o erro máximo encontrado de 21,7% para o reator de diâmetro de 5/8” e 1,89m de comprimento.

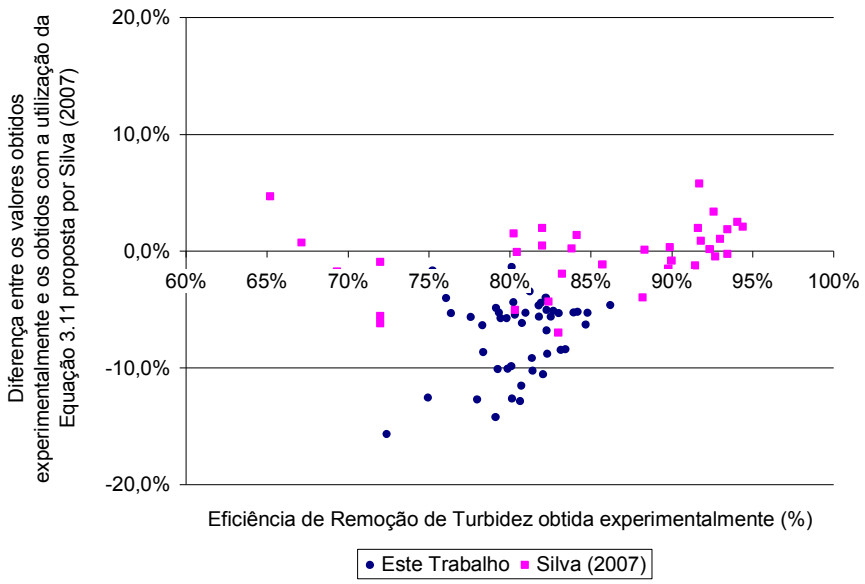


Figura 5.17 - Diferença entre os valores obtidos experimentalmente e os obtidos através da Equação 3-11 proposta por Silva (2007)

Com o intuito de melhorar a correlação dos dados obtidos experimentalmente nos dois trabalhos, foi gerada a Equação 5-1, com os mesmos parâmetros adimensionais definidos no trabalho de Silva (2007) e utilizando os resultados obtidos experimentalmente neste trabalho e no trabalho de Silva (2007), totalizando 84 testes.

$$Eficiência = 0{,}9336 - 1{,}6.(10^{-5}) \,.\, \mathrm{Re} - 0{,}0562\,\frac{h_f}{L} + 0{,}0141\,\frac{p}{d} - 0{,}4063\,\frac{d}{D} - 0{,}00011\,\frac{L}{D}$$

Equação 5-1

A relação entre a eficiência medida experimentalmente nesse trabalho e no trabalho de Silva (2006) com a eficiência estimada pela Equação 5-1 é mostrada na Figura 5.18.

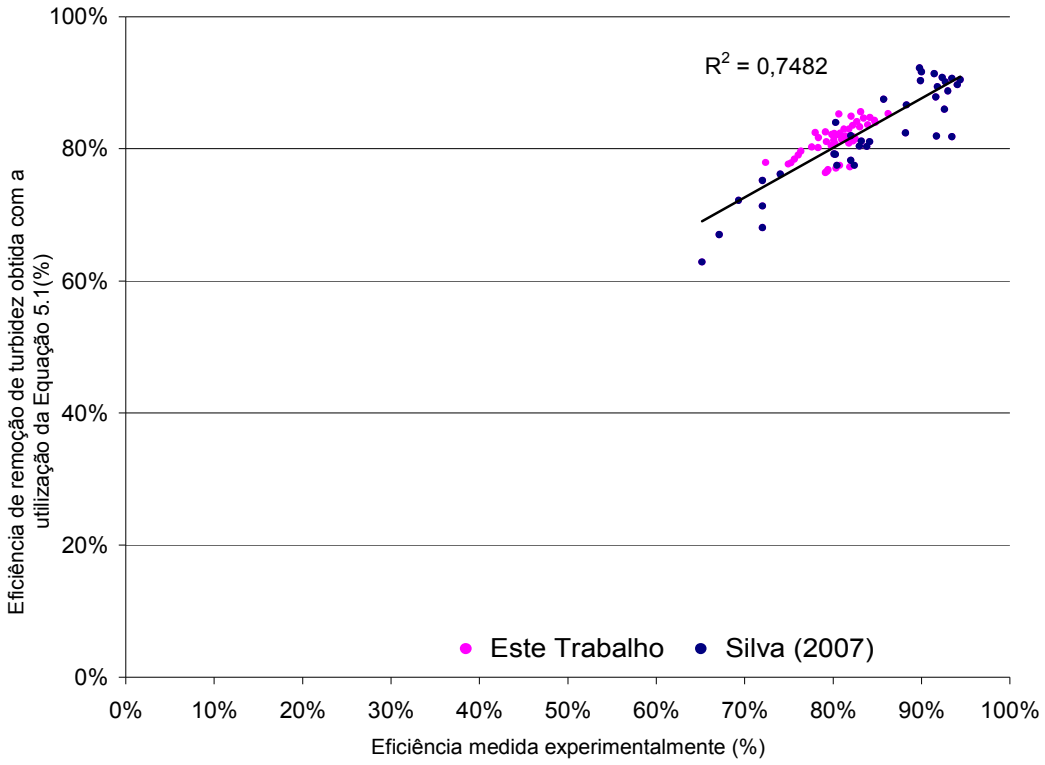


Figura 5.18 - Relação entre a Eficiência de remoção de turbidez obtidos experimentalmente e através da Equação 5-1 proposta neste trabalho

O coeficiente de determinação encontrado foi superior ao encontrado com a utilização do modelo proposto por Silva (2007), passando de 0,530 para 0,7482. Além disso, já é possível verificar uma redução significativa nos erros relativos encontrados. Novamente os valores extremos de comprimento apresentaram os maiores erros relativos, sendo que o maior erro obtido foi de 12,5%, para o reator com diâmetro de reator de 3/8" e comprimento de 11,84m e vazão de 0,5 L/min.

Também é verificada uma redução nas diferenças verificadas entre os dados experimentais e os obtidos através da Equação 5-1, quando comparados aos desvios encontrados com a utilização da equação proposta por Silva (2007). Porém, desvios da ordem de 10% ainda são encontrados, como pode ser verificado na Figura 5.19.

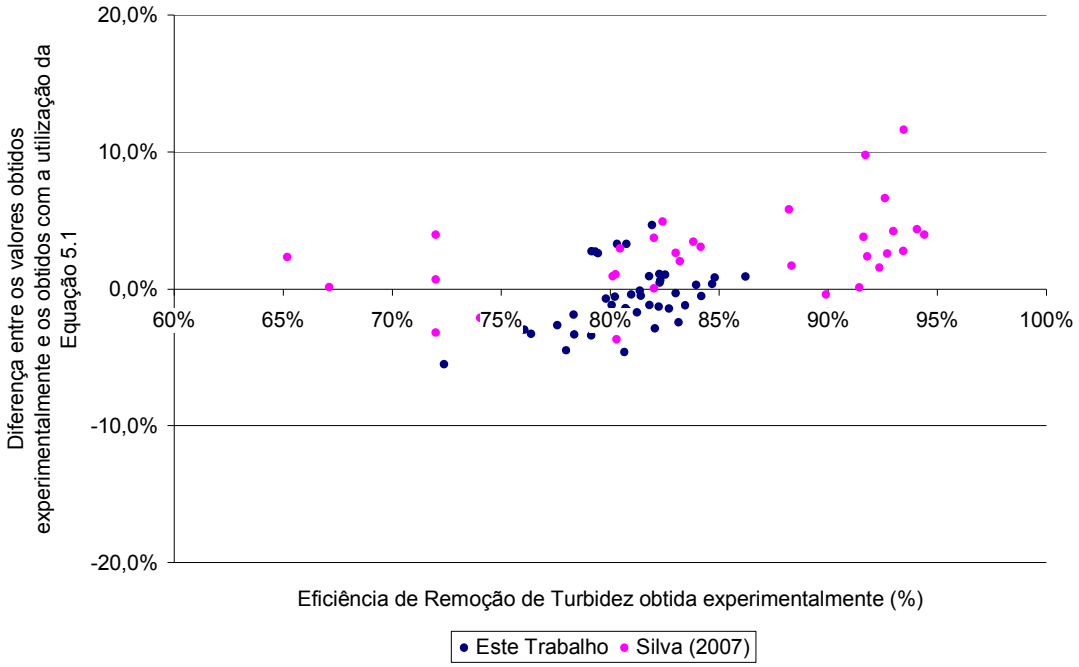


Figura 5.19 - Relação entre a Eficiência de remoção de Turbidez obtidos experimentalmente e através da Equação 5-1 proposta neste trabalho.

Com base no que foi descrito, foi proposto um novo modelo para estimativa de eficiência de remoção de turbidez, visando uma redução nos desvios e erros relativos.

5.4.3. Proposição de Modelo para Estimativa de Eficiência de Remoção de Turbidez em Floculadores Tubulares Helicoidais

Como visto no item 5.4.2 deste trabalho, as correlações entre os valores obtidos experimentalmente e os estimados pelo modelo proposto por Pelissari (2006) e Silva (2007) não foi satisfatória. Por esse motivo, foi proposto um novo modelo de estimativa de eficiência de remoção de turbidez, levando em consideração diversos parâmetros hidráulicos e geométricos.

Visando avaliar os parâmetros adimensionais utilizados no trabalho de Silva (2007), foi feita uma nova análise dimensional e outros parâmetros adimensionais foram encontrados com a utilização do Teorema de Buckingham (ou dos Π's), sendo estes descritos na Tabela 4-8 da seção Material e Métodos.

Após a definição destes parâmetros, foi feita uma análise de regressão linear múltipla para a determinação de um modelo matemático utilizando os resultados obtidos no trabalho de Silva (2007) e neste trabalho. A Equação 5-2 representa o resultado encontrado.

$$Eficiência = 0{,}869 - 1{,}8.(10^{-5}) \,.\, \pi_2 - 22{,}90\, \pi_3 + 0{,}00357\, \pi_4 - 1{,}6.(10^{-6}).\pi_5$$

Equação 5-2

O coeficiente de determinação encontrado entre os valores medidos e os obtidos através da Equação 5-2 foi de 0,8279, como mostrado na Figura 5.20.

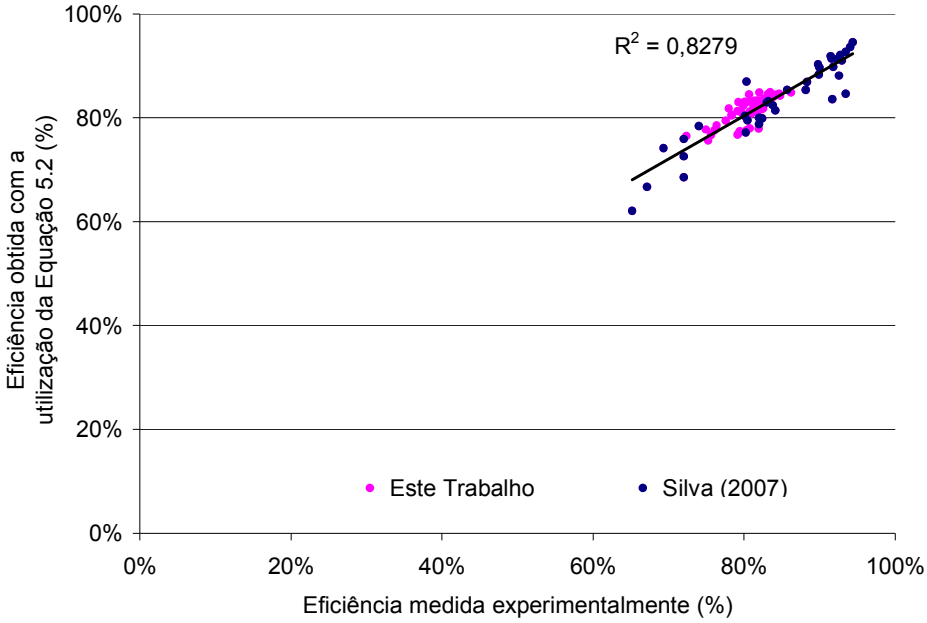


Figura 5.20 - Relação entre a Eficiência de remoção de turbidez obtidos experimentalmente e através da Equação 5-2 proposta neste trabalho.

Verifica-se uma melhoria na correlação entre os dados obtidos experimentalmente e os obtidos através da Equação 5-1, quando comparado à correlação encontrada no modelo proposto na Equação 5-2. O coeficiente de correlação passou de 0,7482 a 0,8279, indicando que a mudança dos parâmetros adimensionais possibilitou uma melhoria na representação dos dados. Para as 84 configurações estudadas, apenas 8%

apresentaram erros superiores a 5%, sendo o erro máximo encontrado de 9,4% para o reator de comprimento 11,84m, diâmetro de 3/8” e vazão de 0,5L/min.

Comparando-se a Equação 5-2 com a Equação 3-11 proposta no trabalho de Silva (2007), onde o coeficiente de determinação encontrado foi de 0,9076, verifica-se que o modelo proposto nesse trabalho apresentou menor coeficiente de determinação. No entanto, esse resultado deve ser avaliado com cautela, visto que no modelo proposto pela Equação 5-2 foram utilizados os dados experimentais do trabalho de Silva (2007) e deste trabalho, totalizando 84 testes, tendo portanto maior representatividade estatística do que o modelo proposto inicialmente por Silva (2006) , onde foram utilizados apenas 36 testes.

Para avaliar os desvios encontrados com a utilização da Equação 5-2 proposta neste trabalho e os resultados obtidos experimentalmente, foram plotadas na Figura 5.21 as diferenças obtidas entre esses parâmetros em função da eficiência obtida experimentalmente.

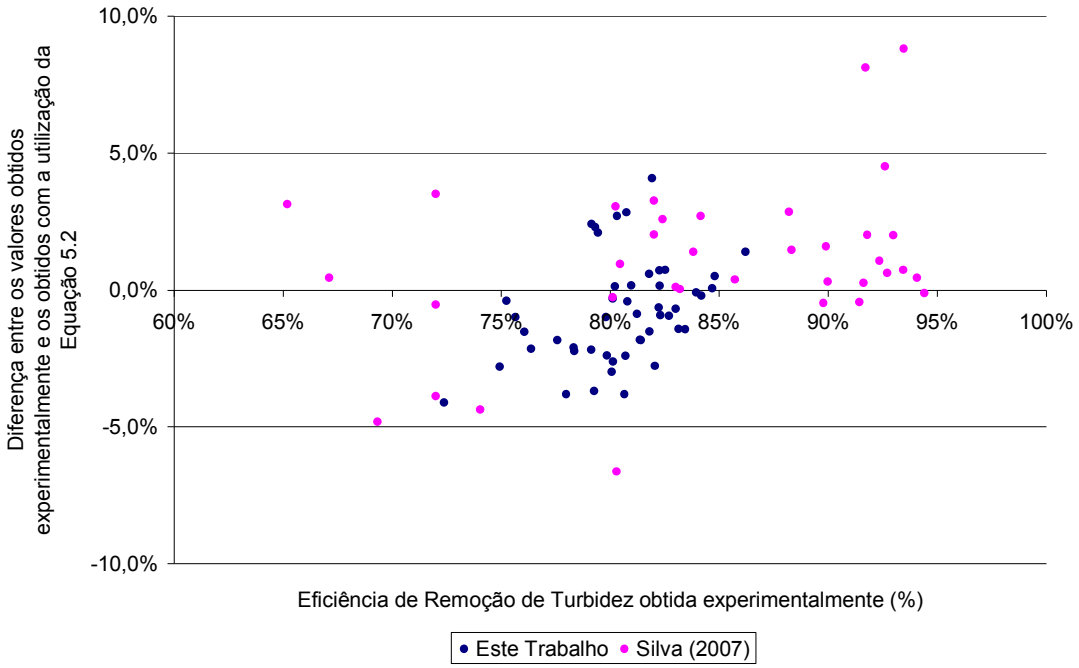


Figura 5.21 - Diferença entre os valores obtidos experimentalmente e os obtidos com a utilização da Equação 5-2 proposta neste trabalho.

É possível verificar que apenas três pontos tiveram diferenças absolutas superiores a 5%, indicando que a Equação 5-2 apresenta resultados satisfatórios para a estimativa de eficiência de remoção de turbidez, com baixos valores dos desvios encontrados entre os valores obtidos experimentalmente e os obtidos através da a utilização do modelo.

5.4.4. Análise de Sensibilidade dos Parâmetros Intervenientes na Estimativa de Eficiência de Remoção de Turbidez obtida neste Trabalho

A Equação 5-2 obtida no item anterior através da análise de regressão linear múltipla propõe um modelo de estimativa de eficiência de remoção de turbidez em floculadores tubulares helicoidais. Com isso, a análise dos parâmetros intervenientes é de fundamental importância para melhor compreensão do comportamento.

A Tabela 5-4 apresenta os parâmetros adimensionais utilizados na Equação 5-2 e descritos no item 4.4.3 da seção Material e Métodos, assim como seus valores Mínimos, Médios e Máximos obtidos nos testes experimentais realizados.

Tabela 5-4 - Valores mínimos, médios e máximos utilizados na Análise de Sensibilidade do Modelo de Estimativa de Eficiência de Remoção de Turbidez.

	π_2	π_3	π_4	π_5
Valor Mínimo	496	0,00004	4,9	1219
Valor Médio	5757	0,0007	19	24764
Valor Máximo	11019	0,00134	32,5	48310

Visto que a magnitude dos parâmetros adimensionais utilizados na análise é diferente, utilizou-se um estudo da sensibilidade relativa, objetivando-se uma melhor compreensão das influências decorrentes destes parâmetros. Essa análise foi realizada com a utilização da Equação 5-3, calculada a partir dos valores de eficiência de remoção de turbidez encontrados a partir da Equação 5-2, através da variação dos parâmetros adimensionais mostrados na Tabela 5-4. A sensibilidade relativa é a relação

entre a variação percentual da eficiência de remoção de turbidez e do parâmetro analisado.

$$S_r = \frac{\left[\dfrac{(Ef_{média} - Ef_{máx})}{Ef_{média}}\right]}{\left[\dfrac{(P_{médio} - P_{máx})}{P_{médio}}\right]}$$

Equação 5-3

Onde:

S_r = sensibilidade relativa;

$Ef_{média}$ = valor da Eficiência de remoção de Turbidez referente ao valor do parâmetro analisado ($P_{médio}$);

$Ef_{máx}$ = valor da Eficiência de remoção de Turbidez referente ao valor do parâmetro analisado ($P_{máx}$);

$P_{médio}$ = valor médio do parâmetro analisado;

$P_{máx}$ = valor máximo do parâmetro analisado.

A Tabela 5-5 relaciona os resultados obtidos para esta análise.

Tabela 5-5 – Análises de sensibilidade relativa dos parâmetros adimensionais utilizados na Equação 5-2

	π_2	π_3	π_4	π_5
Sensibilidade Relativa	-0,113	-0,022	0,084	-0,046

Sendo:

Re (π_2): número de Reynolds [-];

p/L (π_3): relação entre o passo (p) e o comprimento do reator (L) [-];

D/d (π_4): relação entre o diâmetro de enrolamento (D) e o diâmetro do reator (d) [-];

Ca (π_5): número de Camp [-];

Verifica-se que os parâmetros adimensionais π_2, π_3 e π_5 apresentaram valores negativos de sensibilidade relativa, indicando que reduções nestes parâmetros geram aumentos na eficiência a ser calculada. O único parâmetro que não possui essa

característica é o π_4 , onde a sensibilidade relativa encontrada foi positiva, indicando que aumentos neste parâmetro geram aumentos na eficiência de remoção de turbidez. Também é possível verificar que o parâmetro π_2 (número de Reynolds) é o que exerce maior influência na Eficiência de remoção de Turbidez, seguido do π_4 (relação entre o diâmetro de enrolamento e do diâmetro do reator) e do π_5 (número de Camp). O parâmetro π_3, referente ao passo, se mostrou pouco relevante na análise, como já visto em trabalhos anteriores (Pelissari, 2006 e Silva, 2007). No entanto, deve-se ressaltar que a faixa estudada foi pequena e que outros estudos são necessários para verificar a influência desse parâmetro para esquemas hidráulicos e geométricos diferentes.

CONCLUSÕES

6. Conclusões e Recomendações

Serão apresentadas, inicialmente, as conclusões gerais e específicas obtidas no decorrer deste estudo. Em seguida, serão efetuadas algumas recomendações para o desenvolvimento de trabalhos futuros.

6.1. Conclusões Gerais

- O desenvolvimento deste trabalho contribuiu para um melhor entendimento do funcionamento de reatores tubulares helicoidais no processo de floculação.

6.2. Conclusões Específicas

- Foi verificado que a eficiência de remoção de turbidez aumenta até um determinado valor e depois decresce com o aumento do comprimento dos Floculadores Tubulares Helicoidais. Isso comprova que é possível a determinação deste parâmetro, em função da qualidade da água bruta, da concentração de produtos químicos e de parâmetros hidráulicos e geométricos.

- O aumento do diâmetro dos reatores indica uma atuação menos expressiva do processo de agregação, devido a menor interação entre as partículas, fato que é evidenciado pela redução no gradiente médio de velocidade.

- Foi verificado que, para uma mesma configuração de reator, o aumento da vazão de escoamento e, conseqüentemente, do gradiente médio de velocidade, gerou reduções nos valores dos coeficientes de agregação e ruptura (KA e KB). Essa tendência também é verificada com a redução do diâmetro do reator, para uma mesma vazão de escoamento.

- Foi possível a obtenção de um modelo de estimativa de eficiência de remoção de turbidez com maior representatividade estatística que os obtidos nos trabalhos

de Pelissari (2006) e Silva (2007), através da utilização de diversos parâmetros hidrodinâmicos e geométricos. O coeficiente de determinação encontrado foi satisfatório (0,82), indicando que o modelo pode ser uma ferramenta útil para um melhor entendimento dos parâmetros intervenientes nos Floculadores Tubulares Helicoidais.

- Através da análise de sensibilidade relativa dos parâmetros intervenientes no modelo de previsão de eficiência obtido, foi verificado que o Número de Reynolds é o parâmetro adimensional mais relevante na análise, seguido da relação entre o diâmetro de enrolamento e o diâmetro do reator e do número de Camp.

- A relação entre o passo e o comprimento do reator não se mostrou relevante na análise, porém outros testes são necessários para a confirmação desse resultado para outras configurações, visto que apenas alguns testes realizados por Silva (2007) levaram em consideração este parâmetro.

6.3. Recomendações para Trabalhos Futuros

- Recomenda-se a verificação da possibilidade de escalonamento em Floculadores Tubulares Helicoidais, como recomendado por normas técnicas para Floculadores Chicanados, visto que a compartimentação permite a redução gradual do gradiente médio de velocidade, possibilitando a formação de flocos mais estruturados e a não permitir a quebra dos mesmos.

- Neste trabalho foi verificado que, para uma dada configuração de reator, existem comprimentos ótimos em função da vazão e do diâmetro do reator. Com isso, recomenda-se o desenvolvimento de modelos de previsão do comprimento ótimo, de forma a contribuir na execução de projetos de floculadores.

- Devido à variação de escoamento verificado em reatores estáticos e em reatores de escoamento contínuo, recomenda-se um estudo comparativo entre reatores os mesmos para a verificação da eficiência de remoção de turbidez.

- Para um maior entendimento do processos de ruptura dos flocos, recomenda-se um estudo sobre as características dos flocos formados e sobre o processo de refloculação.

- Para a verificação da aplicabilidade dos Floculadores Tubulares Helicoidais em escala real, recomenda-se o desenvolvimento de um protótipo, a ser utilizado em estações reais de tratamento de água para a remoção de turbidez.

- Neste estudo foram mantidas constantes as características iniciais da água utilizada nos testes e a concentração de produtos químicos. Recomenda-se avaliar a influência destes parâmetros na eficiência de remoção de turbidez para posterior aplicação em escala real.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

7. Referências Bibliográficas

- AL-HASHIMI, M.; ASHJYAN, A. Effectiveness of helical pipes in the flocculation process of water. Filtration & Separation, 1989;

- ARGAMAN, Y. : Pilot-plants studies of flocculation. Jour. AWWA, v.63, n.12, p. 775-777, 1971;

- ARGAMAN, Y. KAUFMAN, W.J.; Turbulence and flocculation. Jour. Envir. Eng. ASCE, v.96, n.SA2, p. 223-241,1970;

- ARGAMAN, Y. : Turbulence in Orthokinetic Flocculation. Ph.D. Thesis present to Univ. of California, Berkeley, 1968;

- BRATBY, J. R. Optimizing coagulants and flocculant aids for settling. Journal American Water Works Association, p. 312-325, 1981;

- BRITO, S.A. Influência da Velocidade de Sedimentação na Determinação dos Coeficientes de Agregação e Ruptura durante a Floculação. Dissertação de mestrado – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, p.189, 1998.

- CARISSIMI, E. Reator gerador de flocos – RGF: concepção e desenvolvimento básico. Dissertação. Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e dos Materiais, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2003;

- CIFUENTES, O. Notas de Aula - Floculação. Curso de Engenharia Sanitária, Universidad Tecnológica Nacional - Facultad Bahía Blanca. Retirado do site http://www.frbb.utn.edu.ar;

- DI BERNARDO, L.; DANTAS, A.D.B.. Métodos e técnicas de tratamento de água. Segunda Edição. Editora Rima, 2005;

- ELMALEH, S.; JABBOURI, A. Flocculation energy requirement. Water Research, v. 25, n. 8, p. 939-943, 1991;

- GROHMANN, A.; REITER, M.; WIESMANN, U. New flocculation units with high efficiency. Water Science and Technology, v.13, p. 567-573, 1981.

- HAARHOFF, J. Design of around-the-end hydraulic flocculators. Journal of water Supply: research and technology - AQUA, vol. 47, n. 3, p. 142-152, 1998.

- HAARHOFF J.; VAN DER WALT, J.J, Towards optimal design parameters for around-the-end hydraulic flocculators. Journal of Water Supply: Research and Technology-AQUA, 2001.

- LANDIM, P. M. B.; MONTEIRO, R C; CORSI, A C. Introdução à confecção de mapas pelo 'software' SURFER - Laboratório de Geomatemática, DGA/IGCE/UNESP, Rio Claro - Texto Didático, 2000;

- LIBÂNIO, M. Avaliação da floculação em reatores estáticos e de escoamento contínuo com gradientes de velocidade constante e variável. Tese (Doutorado), Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo, 1995;

- LIU, S.; MASLIYAH, J. H. Developing convective heat transfer in helical pipes with finite pitch. Int. J. Heat and Fluid Flow, v. 15, n° 1, p. 66-74, 1994;

- HAARHOFF, J. Design of around-the-end hydraulic flocculators. Journal of water Supply: research and technology - AQUA, vol. 47, n. 3, p. 142-152, 1998;

- HAARHOFF J.; VAN DER WALT, J.J, Towards optimal design parameters for around-the-end hydraulic flocculators. Journal of Water Supply: Research and Technology-AQUA, 2001;

- HAMEED, M. S.; MUHAMMED, T. J.; SAPRE, A.A. Improved technique for river water flocculation. Filtration e Separation, Baghdad, Iraq, p.63-68, January, 1995;

- LAWLER, D. F.; IZURIETA, E.; KAO, C. P. Changes in particle size distributions in batch flocculation. Journal American Water Works Association, p. 604-612, 1983;

- MCCONNACHIE, G. L.; LIU, J.; Water treatment for developing countries using baffled-channel hydraulic flocculation. Proc. Instn civ. Engrs Wat., Marit. & energy, pág. 55-61, 1993;

- MCCONNACHIE, G. L.; LIU, J.; Design of baffled hydraulic channels for turbulence-induced flocculation. Water Research, vol. 34, pág 1886-1896, 2000;

- LIU, J.; CRAPPER, M.; MCCONNACHIE, G. L.; An accurate approach to the design of channel hydraulic flocculators. Water Research, vol. 38, pág. 875-886, 2004;

- PAVANELLI, G. Eficiência de diferentes tipos de coagulantes na coagulação, floculação e sedimentação de água com cor ou turbidez elevada. Dissertação de Mestrado, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2001;

- PELISSARI, L. M. T. Influência de parâmetros de projeto no desempenho do floculador tubular helicoidal aplicado ao tratamento de água de abastecimento. Dissertação de Mestrado. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2006;

- RICHTER, C. A.; NETTO J.M.A. Tratamento de água – Tecnologia atualizada.2 Editora Edgard Blucher LTDA, 1991;

- SALGADO, A. L. Modelagem numérica de unidades de floculação: verificação de metodologia de calibração e influência do modelo de turbulência na caracterização hidrodinâmica. Dissertação de Mestrado. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2004.

- SARTORI, M. Caracterização Hidrodinâmica de Floculadores Tubulares Helicoidais por Meio de Simulação Numérica Tridimensional. Dissertação de Mestrado. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2006.

- SILVA, R. C. Avaliação da Influencia da geometria e Dinâmica do escoamento de Floculadores Tubulares Helicoidais na Redução de Turbidez, utilizando Modelagem Física. Dissertação de mestrado. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2007.

- SOUZA, M. G. Estudo do comportamento hidráulico e hidrodinâmico de floculadores hidráulicos de escoamento horizontal. 2005. 140f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Programa de Pós Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2005.

- VIANNA, M. R. Hidráulica aplicada às estações de tratamento de água. 4ª edição, Belo Horizonte: Imprimatur, 2002.

- VIGNESWARAN, S.; SETIADI, T. Flocculation study on spiral flocculator. Water, Air and Soil Pollution. v. 29, n. 2, p. 165-188, 1986.

- VOLTAN, P. E. N. Avaliação da Ruptura e do recrescimento de flocos na eficiência de sedimentação em água com turbidez elevada. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2007.

- YUKSELEN, M.A; GREGORY, J. Breakage and re-formation of alum flocs. Environmental Engineering Science, n.4 v.19, p. 229-236, 2002.

ANEXO 1

Anexo 1

UNIDADES DE FLOCULAÇÃO HIDRÁULICAS

Floculadores Chicanados

O Floculador Chicanado constitui-se de câmaras, onde o fluxo do escoamento ocorre na horizontal ou na vertical, dependendo das características geométricas do reator. Geralmente os de escoamento horizontal são utilizados para estações de pequena capacidade, pois geralmente possui pequena profundidade e, conseqüentemente, maior área em planta.

A energia necessária para promover a floculação em canais chicanados ocorre, basicamente, da perda de carga nas voltas, devido às mudanças de direção, pelas mudanças na seção do reator e pelo atrito pelas paredes e pelas próprias camadas de fluido. Um esquema representativo deste tipo de floculador encontra-se na Figura 1.

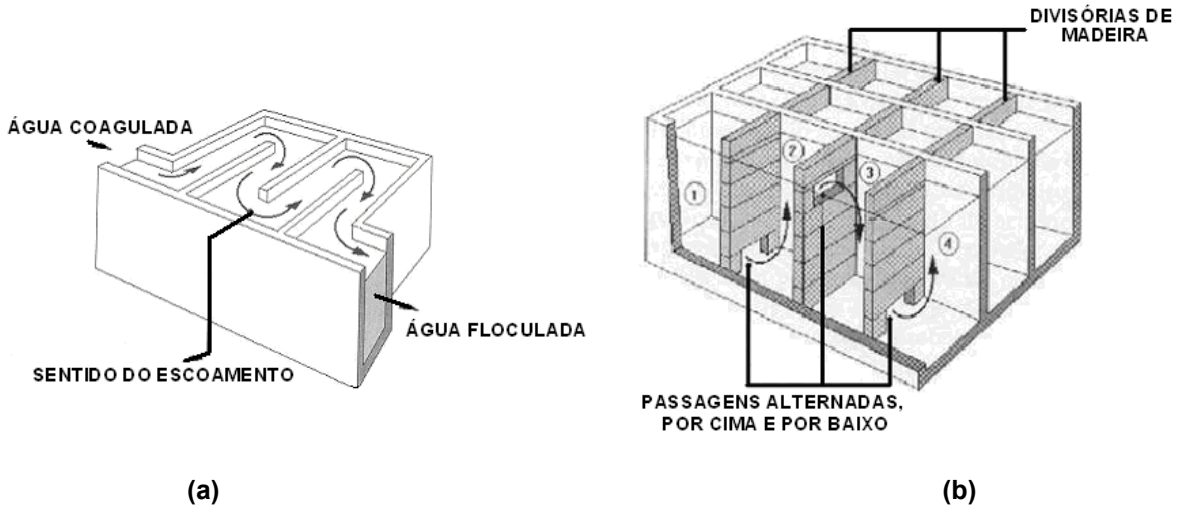


Figura 1– Esquema representativo de Floculador Chicanado de Fluxo Horizontal (a) e Fluxo Vertical (b)

Fonte: Vianna, 1997 - Adaptado

Floculadores tipo Alabama

Neste tipo de floculador, todas as passagens de água de um compartimento para outro são compostas por tubulações (curvas de 90º) próximas ao fundo da unidade que impulsionam a água para cima, e ela retorna por gravidade. Em seguida, para que ela passe ao compartimento de jusante, deverá descer, pois é também embaixo que se encontra a próxima passagem de interligação. Os flocos trazidos pela corrente efluente, de sentido ascendente, chocam-se com os levados pela corrente, de sentido descendente resultando o crescimento dos flocos (Vianna 2002). A Figura 2 representa esse tipo de floculador.

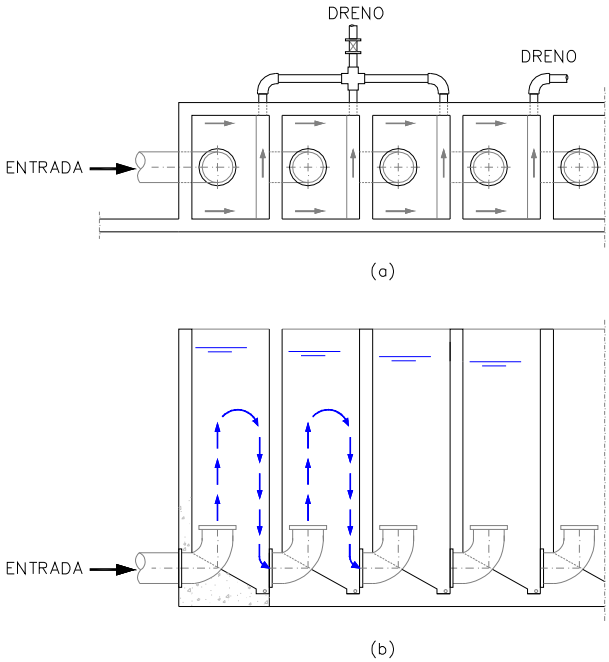


Figura 2 – Floculador Alabama (a) Planta baixa (b) Seção longitudinal

Fonte: Souza, 2005

Floculador tipo Cox

O escoamento da água se dá em câmaras construídas alinhadas e suas interligações se alteram em posições superiores e inferiores, como mostrado na Figura 3. Este tipo de floculador possui reduzido número de compartimentos, que são constituídos de comportas reguláveis; no entanto, verifica-se uma desuniformidade no grau de agitação conferido a massa liquida (Vianna, 2002).

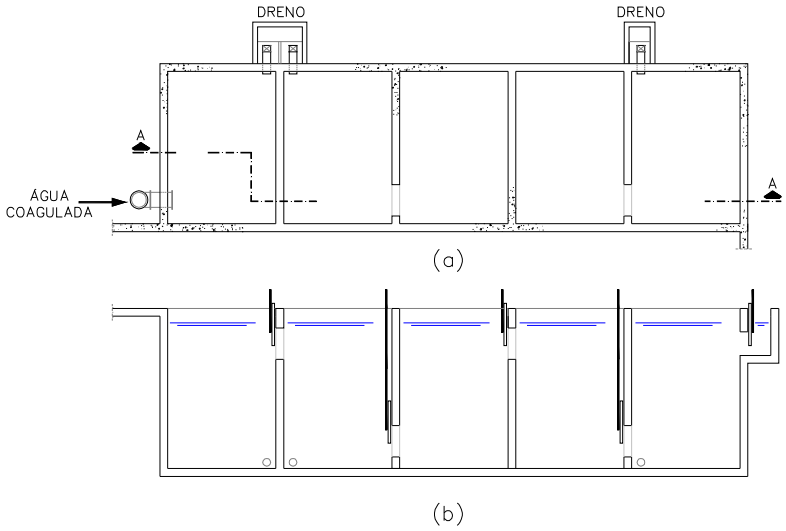


Figura 3 - Floculador hidráulico do tipo Cox (a) Planta baixa (b) Seção longitudinal – corte AA
Fonte: Souza, 2005

Floculadores de Fluxo Helicoidal

Neste tipo de floculador, também chamado de fluxo tangencial ou de fluxo espiral, a disposição dos canais de entrada e saída em sentidos opostos é capaz de imprimir um movimento helicoidal à massa fluida em tratamento, como mostrado na Figura 4.

O floculador de fluxo helicoidal é indicado para pequenas estações de tratamento, pois para vazões relativamente grandes, acaba sendo necessário aumentar demasiadamente o número de câmaras, resultando em perda de simplicidade e economia na estrutura.

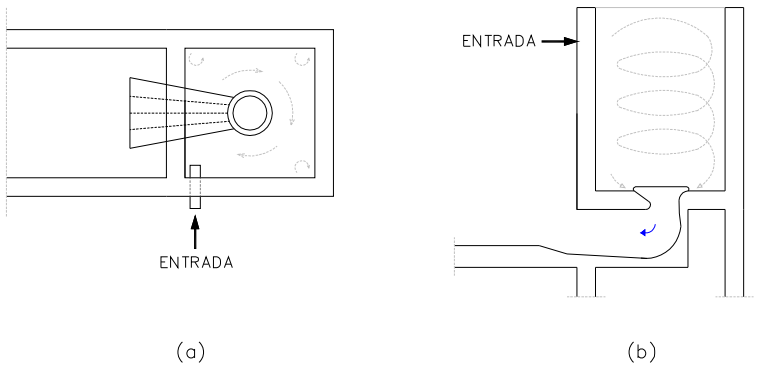


Figura 4 - Floculador de fluxo helicoidal, (a) Planta baixa (b) Seção transversal
Fonte: Souza, 2005

Floculadores em Meio Granular

Também conhecido por Floculador em meio poroso, este tipo de floculador é constituído por uma estrutura em forma de tronco de pirâmide ou tronco de cone preenchido com material granular, normalmente seixos rolados, como representado na Figura 5. A água em tratamento é introduzida na base menor da estrutura, e percorre o meio granular em direção à sua base maior. Ao passar pelos interstícios do meio granular, a água é agitada para a formação de flocos. A sua desvantagem é que ele não suporta bem grandes variações na qualidade da água bruta, especialmente para valores altos de turbidez (Vianna 2002).

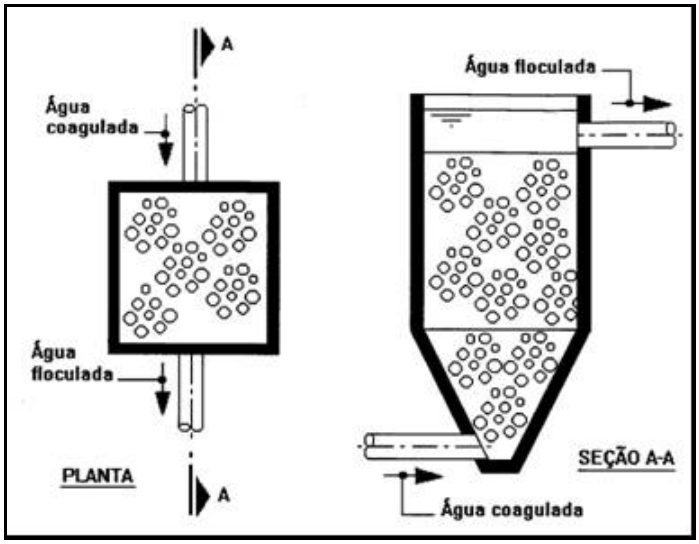


Figura 5 - Floculador em meio granular

Fonte: Richter e Netto, 1991

Floculadores tipo Bandejas Perfuradas

Segundo Vianna (2002), neste floculador, a água é sempre introduzida na parte de cima de cada câmara, como mostrado na Figura 6. Ao escoar no sentido descendente, ela passa através de orifícios existentes numa sucessão de bandejas perfuradas, interpostas perpendicularmente à direção do fluxo para geração de turbulência e formação de flocos. Ao atingir a parte inferior de cada câmara, a água é então conduzida à câmara seguinte através de um duto.

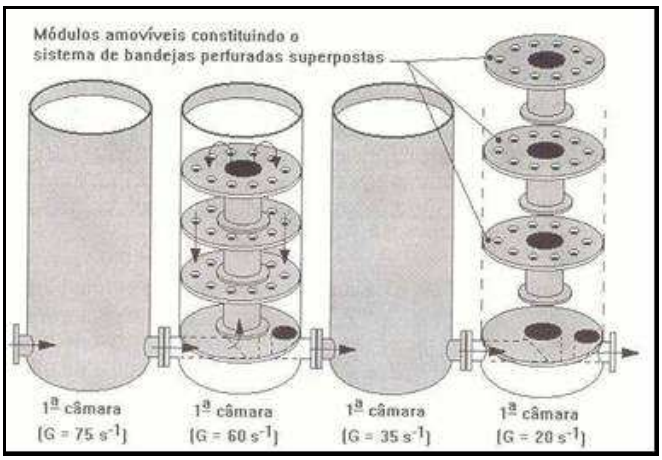


Figura 6 - Floculador do tipo bandejas perfuradas

Fonte: Vianna, 2002

Floculador Tubular Helicoidal

As tubulações helicoidais são amplamente utilizadas na indústria, seja como reatores químicos, físicos, trocadores de calor, exaustores de gases, entre outros. E, são muito utilizadas devido à otimização do espaço. A Figura 7 ilustra um reator tubular helicoidal aplicado à floculação.

Neste tipo de floculador, o que confere a agitação da massa líquida é a sua concepção helicoidal que é dada quando se enrola uma mangueira em um tubo rígido. Segundo Carissimi (2003), o Floculador Tubular Helicoidal foi desenvolvido com o objetivo de ser um sistema compacto de floculação em linha, com o aproveitamento da energia do fluxo hidráulico para promover a agitação necessária à dispersão do coagulante e a geração dos flocos (aerados ou não) ao longo do reator.

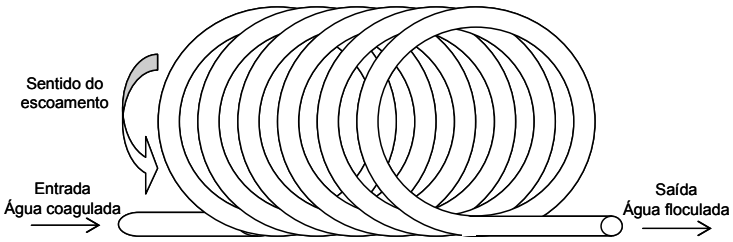


Figura 7 - Floculador Tubular Helicoidal.

Fonte: Silva, 2007

Diversas pesquisas verificaram que o Floculador Tubular Helicoidal possui melhor eficiência em relação ao convencional, além de ter ainda como vantagens: não requerer equipamentos para mistura; não consumir energia elétrica; e ser ideal para instalações de pequeno porte.

ANEXO 2

Anexo 2

COEFICIENTES ANGULARES OBTIDOS A MONTANTE DO PONTO DE EFICIENCIA MÁXIMA ENCONTRADOS NO TRABALHO DE BRITO (1998)

Em seu trabalho, Brito (1998) relacionou turbidez remanescente do sobrenadante para diversos tempos de floculação diferentes. Estes valores foram obtidos diversos valores de gradiente de velocidade e seus resultados foram mostrados em curvas N_o/N x Tempo de Floculação.

Com o intuito de comparar os resultados obtidos neste trabalho com os obtidos no trabalho de Brito (1998), foram traçadas retas a montante do ponto de eficiência máxima para os gradientes médios de velocidade de 20 e 80 s^{-1}. Os resultados obtidos para velocidade de sedimentação de 0,5 cm/min são mostrados na Figura 8 e para velocidades de sedimentação de 2,5 cm/min na Figura 9.

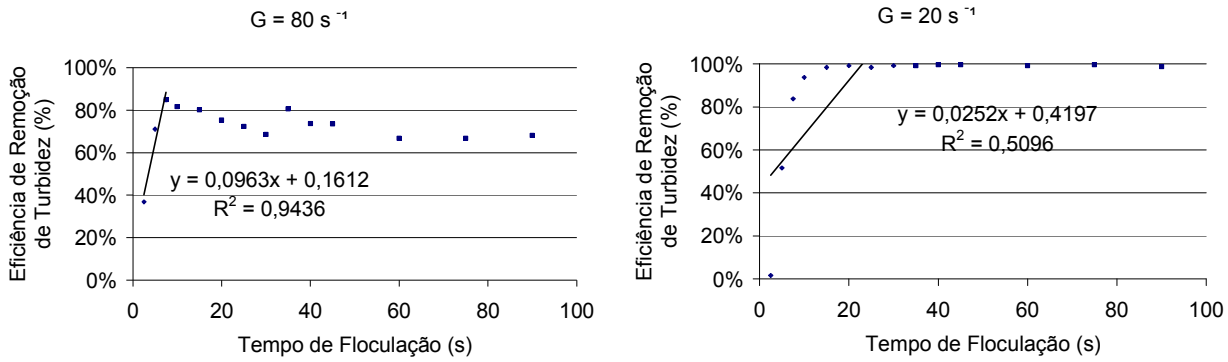


Figura 8 – Coeficientes angulares obtidos a montante do ponto de eficiência máxima, determinados com os dados experimentais encontrados no trabalho de Brito (1998) referentes a velocidade de sedimentação de 0,5 cm/min.

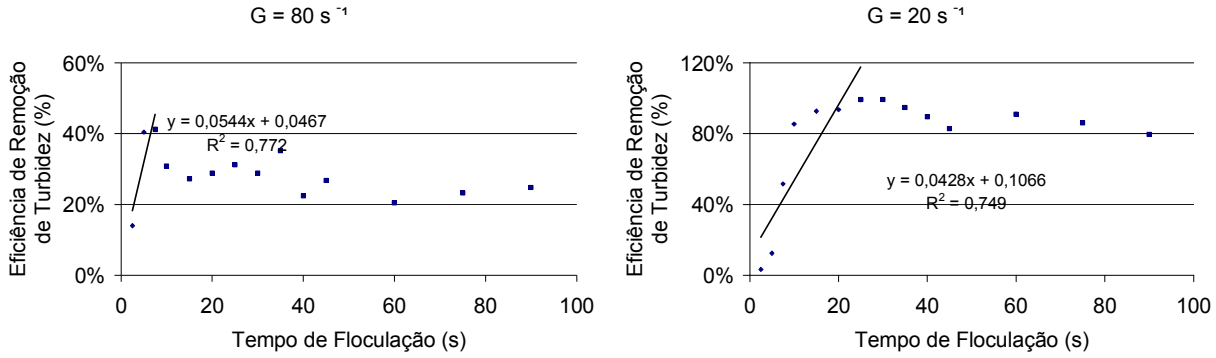


Figura 9 – Coeficientes angulares obtidos a montante do ponto de eficiência máxima, determinados com os dados experimentais encontrados no trabalho de Brito (1998) referentes a velocidade de sedimentação de 2,5 cm/min.

Deve-se ressaltar que, no trabalho de Brito (1998), a remoção de turbidez não foi quantificada em função da eficiência, e sim em função de N_0/N. Para permitir a comparação entre os dados obtidos experimentalmente neste trabalho e no trabalho de Brito (1998), todos os dados foram descritos na forma de eficiência de remoção de turbidez, através da utilização da Equação 4-1.