

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

RAPHAELA CUNHA DA SILVA

**AVALIAÇÃO DA INFLUÊNCIA DA GEOMETRIA E DINÂMICA DO
ESCOAMENTO DE FLOCULADORES TUBULARES HELICOIDAIS NA
REDUÇÃO DE TURBIDEZ, UTILIZANDO MODELAGEM FÍSICA**

VITÓRIA – ES
2007

RAPHAELA CUNHA DA SILVA

**AVALIAÇÃO DA INFLUÊNCIA DA GEOMETRIA E DINÂMICA DO
ESCOAMENTO DE FLOCULADORES TUBULARES HELICOIDAIS NA
REDUÇÃO DE TURBIDEZ, UTILIZANDO MODELAGEM FÍSICA**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental (PPGEA) do Centro Tecnológico da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para a obtenção do Grau de Mestre em Ciências em Engenharia Ambiental, na área de concentração Recursos Hídricos.

Orientador: Ph.D Edmilson Costa Teixeira.

**VITÓRIA – ES
2007**

RAPHAELA CUNHA DA SILVA

**AVALIAÇÃO DA INFLUÊNCIA DA GEOMETRIA E DINÂMICA DO
ESCOAMENTO DE FLOCULADORES TUBULARES HELICOIDAIS NA
REDUÇÃO DE TURBIDEZ, UTILIZANDO MODELAGEM FÍSICA**

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 Engenharia Ambiental na área de concentração Recursos Hídricos.

Aprovada em XX de XXXXXX de 2007

COMISSÃO EXAMINADORA

Ph.D Edmilson Costa Teixeira.

Orientador – Universidade Federal do Espírito Santo

XXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXX

Examinadora Interna – UFES

XXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXX

Examinador Externo - XXXXX

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

AGRADECIMENTOS

À Deus, por me permitir estar aqui....

À CAPES pela bolsa de estudos concedida.

Ao CNPq pelo apoio financeiro para a aquisição de materiais e equipamentos para a realização dos experimentos.

Aos meus pais, meus maiores incentivadores, por me apoiarem incondicionalmente...

Ao meu orientador, professor Edmilson, pela oportunidade e por ter confiado no meu trabalho.

Ao técnico do laboratório de hidráulica, Antônio Carlos de Souza, pelo apoio e disponibilidade, fundamentais para as experimentações.

Ao professor Renato do Nascimento Siqueira pelas valiosas contribuições.

À ex-aluna do grupo de reatores, Letícia Pelissari, cujo trabalho realizado foi a base para o desenvolvimento desta dissertação.

Às minhas amigas, Danieli Soares e Gisele Helmer, pelo valiosíssimo apoio experimental, teórico e também emocional.

Aos meus amigos, alunos e ex-alunos do PPGEA, pela convivência, em especial: à Jeanne Saldanha, Gislene Sousa, Teresa Chacaltana, Cristiano Zon e Elisa Valentin.

À uma das pessoas mais especiais que já conheci, professor José Antonio Tosta dos Reis, exemplo de pessoa e profissional.

E, por último, mas não por isso menos importante, ao meu inicialmente namorado e, agora noivo, Guilherme Nunes, por acreditar no meu sucesso.

RESUMO

A floculação é a etapa do tratamento da água em que partículas coloidais desestabilizadas, por agentes coagulantes, se agregam formando flocos. Uma vez formados os flocos, estes são removidos, posteriormente, por sedimentação ou flotação, etapa subsequente à floculação. Dentre os floculadores do tipo hidráulicos, que são os mais utilizados, destaca-se o floculador tubular helicoidal (FTH), estudado por Grohmann, Reiter e Wiesmann em 1981, entre outros, e ainda pouco explorado. Sendo assim, neste trabalho objetivou-se a) avaliar os efeitos de parâmetros geométricos e hidrodinâmicos do FTH sobre o seu desempenho de processo, utilizando como ferramenta a modelagem física e, b) aperfeiçoar o modelo de estimativa de eficiência de floculação, para floculadores do tipo tubulares helicoidais, proposto por Pelissari (2006). Nos experimentos realizados, uma água sintética, armazenada em um tanque, alimentava o circuito hidráulico, de acordo com a vazão a ser estudada (0,1 a 5,0L/min). À medida que esta água fluía em direção ao reator (floculador tubular helicoidal), nela eram adicionados o alcalinizante e o coagulante, para desestabilização das partículas sólidas. Posteriormente, esta mistura passava pelo floculador tubular helicoidal, onde ocorria a formação dos flocos (aglutinação das partículas desestabilizadas) e por fim, chegava ao decantador, onde estes flocos se depositavam. Na saída do decantador foram coletadas amostras de água para a avaliação da eficiência de remoção de turbidez. A análise dos resultados mostrou que as melhores eficiências foram obtidas para os menores níveis de energia, ou seja, menores hf , G , Ca , Re , Dn e Gn , pois à medida que estes aumentam, a intensidade de mistura do sistema também aumenta, ocorrendo, então, a quebra de flocos ou a sua não formação, devido à maior intensidade de choque entre as partículas. Em relação ao aperfeiçoamento do modelo proposto por Pelissari (2006) para o cálculo da eficiência de floculação, foram feitas outras análises (dimensional e de regressão múltipla), considerando novas variáveis e procedimentos experimentais. Como resultado, obteve-se um aumento na correlação entre os dados, medidos e estimados, de 0,4500 para 0,9526 e uma diminuição do erro relativo médio de 17% para 2%, indicando que as variáveis utilizadas se ajustam bem ao modelo proposto para estimativa da eficiência de floculação.

ABSTRACT

The flocculation is the stage of water treatment where destabilized colloidal particles, for coagulants agents, agglutinating forming floccs. These floccs are removed, later, for sedimentation or flotation. Amongst the hydraulical flocculators, the tubular helical flocculator is distinguished, pioneering studied for Grohmann, Reiter and Wiesmann in 1981, and still little explored. Being thus, in this work it was objectified to evaluate the effect of geometric and hydrodynamic parameters on the performance of process of tubular helical flocculator, being used physical modeling as tool. Moreover, to perfect the model of estimate of flocculation efficiency for tubular helical flocculators developed by Pelissari (2006). In the experiments, a synthetic water, stored in a tank, fed the hydraulical circuit, in accordance with outflow to be studied. This water left the tank and flowed off in direction to the reactor (tubular helical flocculator), in it was added to the chemical products, for run down of solid particles. Later, this mixture passed for the tubular helical flocculator, where there are the floccs formation (agglutination of destabilized particles) and then, it arrived at the decanter, where these floccs are deposited. In the decanter exit the water samples were collected for the evaluation of the efficiency of turbidity removal. The analysis of the results showed that the best efficiencies had been gotten for the lesser levels of energy, that is, minors hf , G , Ca , Re , Dn and Gn , therefore when these increases, the intensity of mixture of the system also increases, occurring, then, the floc rupture or its not formation, due to bigger intensity of shock between particles. In relation to the perfecting of the equation proposal for Pelissari (2006) for calculate the flocculation efficiency, had been made other analyses (dimensional and of multiple regression), considering news variables and experimental procedures. As result, an increase in the correlation between the data, measured and esteem was gotten, of 0,4500 for 0,9526 and a reduction of the average relative error of 17% for 2%, indicating that the variables used are well adjusted to the model considered for estimate of the flocculation efficiency.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1. Distribuição do tamanho das partículas presentes na água. Fonte: Adaptado de Di Bernardo, Di Bernardo e Centurione Filho (2002).	24
Figura 3.2. Relação entre L_e/L e $Re(r/R)^{0,5}$, onde Re : número de Reynolds, r : raio do tubo e R : raio do enrolamento (maiores detalhes na seção 3.2.1). Fonte: Hameed, Muhammed e Sapre (1985).	30
Figura 3.3. Floculador do tipo chicanado. (a) chicanado horizontal, (b) chicanado vertical. Fonte: Adaptado de Vianna (1997).	33
Figura 3.4. Floculador do tipo Alabama. Fonte: Adaptado de Richter e Netto (1991).	34
Figura 3.5. Floculador de fluxo helicoidal, (a) vista em corte e (b) vista em planta. Fonte: Adaptado de Richter e Netto (1991).	34
Figura 3.6. Floculador do tipo Cox. Fonte: Adaptado de Vianna (1997).	35
Figura 3.7. Floculador do tipo bandejas perfuradas. Fonte: Adaptado de Vianna (1997).	36
Figura 3.8. Floculador de meio poroso. Fonte: Adaptado de Vianna (1997).	36
Figura 3.9. Floculador tubular helicoidal.	37
Figura 3.10. Relação entre G e u/d proposta por Wigneswaran e Setiadi (1986). Fonte: Adaptado de Wigneswaran e Setiadi (1986).	39
Figura 3.11. Esquema de um reator tubular helicoidal.	43
Figura 3.12. Representação esquemática de um reator toroidal (a) e um reator helicoidal (b).	44
Figura 3.13. Transição do escoamento secundário de dois vórtices, para o escoamento secundário de um vórtice, à medida que a torção é aumentada. (a) $\tau=0,48$, (b) $\tau=0,92$ e (c) $\tau=1.92$. Fonte: Yamamoto et al. (2002).	45
Figura 4.1. Esquema do circuito hidráulico empregado nos experimentos.	50
Figura 4.2. Foto do circuito hidráulico utilizado para realização dos experimentos. 1) tanque de água sintética, 2) medidores de vazão, 3) bombas dosadoras, 4) reagentes (coagulante e alcalinizante), 5) floculador tubular helicoidal, 6) manômetro de tubo em “U” e 7) decantador.	51
Figura 4.3. Representação esquemática de um floculador tubular helicoidal.	53
Figura 4.4. Floculador Tubular Helicoidal.	54

Figura 4.5. Esquemática da geometria do decantador: 1) entrada; 2) corpo do decantador e 3) saída e ponto de coleta de amostras.	56
Figura 4.6. Foto do decantador.	57
Figura 5.1. Eficiência de remoção de turbidez, de acordo com a vazão, para cada floculador estudado.	66
Figura 5.2. Relação entre a vazão (Q) e o tempo de detenção (T) com a Eficiência.	67
Figura 5.3. Influência do tempo de detenção (T) sobre a eficiência de remoção de turbidez, em função da vazão.	68
Figura 5.4. Influência da variação do diâmetro do floculador (d) sobre a eficiência de remoção de turbidez, em função da vazão.	69
Figura 5.5. Influência da variação do diâmetro do enrolamento (D) sobre a eficiência de remoção de turbidez, em função da vazão.	69
Figura 5.6. Influência da variação do passo (p) sobre a eficiência de remoção de turbidez, em função da vazão e da perda de carga (valores em destaque).	70
Figura 5.7. Influência da perda de carga (hf) sobre a eficiência de remoção de turbidez, em função da vazão.	71
Figura 5.8. Relação entre a perda de carga (hf) e o gradiente de velocidade (G) com a eficiência.	72
Figura 5.9. Correlação entre a perda de carga medida e estimada pelas Equações 5.1 (considerando o tubo reto) e Equação 5.2 (considerando o tubo helicoidal).	73
Figura 5.10. Perdas de carga medidas e determinadas teoricamente pelas Equações 5.1 (tubo reto) e 5.2 (tubo helicoidal).	74
Figura 5.11. Influência do gradiente de velocidade (G) sobre a eficiência de remoção de turbidez, em função da vazão.	75
Figura 5.12. Relação entre o tempo de detenção (T) e o gradiente de velocidade (G) com a eficiência.	76
Figura 5.13. Correlação entre o gradiente de velocidade (G) e a eficiência de remoção de turbidez.	78
Figura 5.14. Correlação entre o gradiente de velocidade medido e calculado à partir da perda de carga determinada pela Equação 5.1 (para tubo reto) e Equação 5.2 (para tubo helicoidal).	79

Figura 5.15. Gradientes de velocidade medidos e determinados teoricamente à partir das perdas de carga calculadas pelas Equações 5.1 (tubo reto) e 5.2 (tubo helicoidal).....	79
Figura 5.16. Correlação entre o número de Camp (Ca) e a eficiência de remoção de turbidez.	80
Figura 5.17. Correlação entre o gradiente e a eficiência (a) e o tempo de detenção e a eficiência (b).....	81
Figura 5.18. Relação entre o gradiente de velocidade (G) e o número de Camp (Ca) com a eficiência.	82
Figura 5.19. Relação entre o tempo de detenção (T) e o número de Camp (Ca) com a eficiência.	83
Figura 5.20. Influência do número de Reynolds (Re) sobre a eficiência de remoção de turbidez, em função da vazão.	85
Figura 5.21. Relação entre o número de Reynolds (Re) e o número de Camp (Ca) com a eficiência.	86
Figura 5.22. Relação entre o número de Reynolds (Re) e o gradiente (G) com a eficiência.	86
Figura 5.23. Influência do número de Dean (Dn) sobre a eficiência de remoção de turbidez, em função da vazão.	87
Figura 5.24. Relação entre a curvatura (κ) e o número de Dean (Dn) com a eficiência.	88
Figura 5.25. Relação entre o número de Reynolds (Re) e o número de Dean (Dn) com a eficiência.	89
Figura 5.26. Influência do número de Germano (Gn) sobre a eficiência de remoção de turbidez, em função da vazão.	90
Figura 5.27. Relação entre a torção (τ) e o número de Germano (Gn) com a Eficiência.....	91
Figura 5.28. Relação entre os números de Reynolds (Re) e o número de Germano (Gn) com a eficiência.	91
Figura 5.29. Correlação entre o número e Dean e a eficiência (a) e o número de Germano e a eficiência (b).....	92
Figura 5.30. Relação entre o número de Dean (Dn) e o número de Germano (Gn) com a eficiência.	93

Figura 5.31. Correlação entre os valores de eficiência medidos e calculados, pela Equação 5.2.....	96
Figura 5.32. Eficiências medidas e determinadas teoricamente à partir da Equação 5.4.	97
Figura 6.1. Influência da variação da turbidez inicial sobre a eficiência de floculação.	102
Figura 6.2. Influência da variação da relação β sobre a eficiência de floculação.	103
Figura 6.3. Eficiência encontrada para diversos valores de Camp, e acordo com o diâmetro.	103

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1. Configuração dos testes realizados.....	55
Tabela 4.2. Configuração do decantador.	56
Tabela 4.3. Configuração geométrica dos floculadores estudados.	59
Tabela 4.4. Métodos usados para a determinação da perda de carga nos floculadores.....	60
Tabela 4.5. Métodos usados para a determinação do gradiente de velocidade nos floculadores.....	61
Tabela 4.6. Variáveis envolvidas no problema (eficiência de floculação), seus símbolos e dimensões.....	62
Tabela 5.1. Variáveis envolvidas no problema (eficiência de floculação), seus símbolos e dimensões.....	95
Tabela 5.2. Grupos π 's, determinados por análise dimensional.....	95

LISTA DE SÍMBOLOS, SIGLAS E ABREVIATURAS

Símbolo	Significado	Dimensão
Ca	Número de Camp	-
d	Diâmetro do floculador	[L]
D	Diâmetro do enrolamento	[L]
Dn	Número de Dean	-
Efi	Eficiência de floculação (%)	-
G	Gradiente médio de velocidade	[T ⁻¹]
g	Aceleração da gravidade (9,81 m.s ⁻²)	[LT ⁻²]
Gn	Número de Germano	-
hf	Perda de carga	[L]
L	Comprimento do floculador	[L]
L _e	Comprimento equivalente do floculador	[L]
p	Passo do enrolamento	[L]
P	Potência dissipada média	[ML ² T ⁻³]
pH	Potencial hidrogeniônico	-
Q	Vazão de escoamento	[L ³ T ⁻¹]
R'	Raio do cilindro de enrolamento	[L]
r	Raio do floculador	[L]
R	Raio de enrolamento	[L]
Re	Número de Reynolds	-
T	Tempo teórico de detenção	[T]
u	Velocidade axial média do escoamento	[LT ⁻¹]
V	Volume do floculador	[L ³]
Letras Gregas		
μ	Viscosidade dinâmica (1,01.10 ⁻³ N.s.m ⁻² a 20°C)	[ML ⁻¹ T ⁻¹]
κ	Curvatura	-
β	Relação comprimento/largura do floculador	-
ρ	Massa específica da água (997 kg.m ⁻³ a 20°C)	[ML ⁻³]

τ	Torção	-
γ	Peso específico da água (997 kgf.m ⁻³ a 20°C)	[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	-
UT	Unidades de turbidez	-

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	18
2. OBJETIVOS	21
2.1. GERAL	21
2.2. ESPECÍFICOS	21
3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	23
3.1. PROCESSOS DE COAGULAÇÃO E FLOCULAÇÃO.....	23
3.1.1. CONSIDERAÇÕES GERAIS	23
3.1.2. PARÂMETROS DE RELEVANTE INTERESSE NO ESTUDO DE FLOCULADORES	27
3.1.3. TIPOS DE FLOCULADORES	32
3.2. FLOCULADOR TUBULAR HELICOIDAL (FTH)	37
3.2.1. GEOMETRIA E HIDRODINÂMICA DE REATORES TUBULARES HELICOIDAIS	43
3.3. ANÁLISES	47
3.3.1. ANÁLISE DIMENSIONAL	47
3.3.2. ANÁLISE DE REGRESSÃO LINEAR MÚLTIPLA.....	48
4. MATERIAIS E MÉTODOS	50
4.1. CIRCUITO HIDRÁULICO	50
4.1.1. ÁGUA SINTÉTICA E TANQUE DE ARMAZENAMENTO	52
4.1.2. VAZÃO E MEDIDORES DE VAZÃO	52
4.1.3. REAGENTES E BOMBAS DOSADORAS	52
4.1.4. MANÔMETRO	53
4.1.5. FLOCULADOR TUBULAR HELICOIDAL - MODELO REDUZIDO.....	53
4.1.6. DECANTADOR.....	56
4.2. CARACTERIZAÇÃO DOS FLOCULADORES TUBULARES HELICOIDAIS	57
4.2.1. TURBIDEZ REMANESCENTE - EFICIÊNCIA	57
4.2.2. PARÂMETROS GEOMÉTRICOS E DE OPERAÇÃO.....	59

4.2.3. PERDA DE CARGA (h_f).....	59
4.2.4. GRADIENTE DE VELOCIDADE (G)	60
4.2.5. NÚMEROS DE CAMP (CA) E REYNOLDS (RE).....	61
4.2.6. OS NÚMEROS DE DEAN (DN) E GERMANO (GN)	62
4.3. ANÁLISES	62
4.3.1. ANÁLISE DIMENSIONAL	62
4.3.2. ANÁLISE DE REGRESSÃO LINEAR MÚLTIPLA	62
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	65
5.1. AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA NO FLOCULADOR TUBULAR HELICOIDAL	65
5.1.1. INFLUÊNCIA DA VAZÃO (Q) E TEMPO DE DETENÇÃO (T)	66
5.1.2. INFLUÊNCIA DA GEOMETRIA	68
5.1.3. INFLUÊNCIA DA PERDA DE CARGA (h_f).....	71
5.1.4. INFLUÊNCIA DO GRADIENTE (G)	75
5.1.5. INFLUÊNCIA DO NÚMERO DE CAMP (CA)	80
5.1.6. INFLUÊNCIA DO NÚMERO DE REYNOLDS (RE)	84
5.1.7. INFLUÊNCIA DO NÚMERO DE DEAN (DN).....	87
5.1.8. INFLUÊNCIA DO NÚMERO DE GERMANO (GN)	90
5.2. APERFEIÇOAMENTO DE MODELO PARA ESTIMATIVA DE EFICIÊNCIA DE FLOCULAÇÃO EM FLOCULADORES TUBULARES HELICOIDAIS	94
6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	99
6.1. CONCLUSÕES.....	99
6.2. RECOMENDAÇÕES.....	101
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	106

Capítulo 1

INTRODUÇÃO

1. INTRODUÇÃO

A água é um recurso natural finito e essencial à vida, seja como componente bioquímico de seres vivos ou como meio de vida de inúmeras espécies. Além disso, a água é também essencial para o desenvolvimento de praticamente todas as atividades realizadas pelo homem, sejam elas urbanas, industriais ou agropecuárias.

Segundo Vianna (1997), a preocupação com a qualidade da água usada para abastecimento público surgiu, basicamente, no século XIX, quando descobertas científicas mostraram haver relação entre a água e a transmissão de muitas doenças.

Hoje, portanto, a água a ser fornecida à uma população deve passar por um processo de tratamento de modo que suas características microbiológicas, físicas, químicas e radioativas atendam ao padrão de potabilidade estabelecido, atualmente, pela Portaria do Ministério da Saúde nº 518, de 25 de março de 2004, não oferecendo risco à saúde da população.

Um sistema convencional de tratamento de água para fins de potabilização inclui as etapas de coagulação, floculação, decantação (ou flotação), filtração, desinfecção, fluoretação e correção de pH, nesta ordem.

A floculação é a etapa do tratamento da água em que partículas coloidais desestabilizadas, por agentes coagulantes, se aglutinam formando flocos. Uma vez formados os flocos, estes são removidos, posteriormente, por sedimentação ou flotação. A floculação, portanto, depende da coagulação e é uma das etapas mais importantes do processo de tratamento da água, pois sua eficiência tem implicação direta sobre os processos subseqüentes, e conseqüentemente, na qualidade final da água tratada.

Existem, basicamente, dois tipos de flocladores que são empregados no tratamento de águas: mecânicos e hidráulicos. Dentre os flocladores do tipo hidráulicos, que são os mais utilizados, destaca-se o floclador tubular helicoidal (FTH), estudado inicialmente por Grohmann, Reiter e Wiesmann em 1981, e ainda pouco explorado.

Grohmann, Reiter e Wiesmann (1981) verificaram, em seus estudos, uma boa dissipação efetiva de energia com baixos índices de curtos circuitos e zonas mortas para os flocladores do tipo tubular helicoidal.

Vigneswaran e Setiadi (1986) e Hameed et al. (1995) comparando o desempenho de flocladores tubulares helicoidais com o apresentado pelo, tradicional, jartest, concluíram que FTH possibilitou uma melhor dissipação efetiva de energia do que o jartest necessitando, então, de um menor tempo de detenção para a formação dos flocos.

Al-Hashimi e Ashjyan (1989), por sua vez, compararam a remoção de turbidez apresentada pelo FTH e pelo jartest. E, observaram que o FTH apresentou uma maior remoção de turbidez apenas nos casos em que a turbidez inicial era elevada.

Em trabalho mais recentemente, Carissimi (2003) estudou a influência de alguns parâmetros, característicos de flocladores helicoidais, na eficiência do processo de floclação. Os resultados apontaram para uma grande eficiência de floclação com baixos tempos de detenção, concordando com os resultados encontrados por Hameed et al. (1995) e Vigneswaran e Setiadi (1986).

Já em 2006, Pelissari estudou diversas configurações do FTH para verificar a eficiência da floclação neste reator. As maiores eficiências na remoção de turbidez foram obtidas para as configurações que apresentavam os menores níveis de energia.

Portanto, diante de uma técnica ainda pouco explorada e da possibilidade de contribuição para um maior entendimento sobre o desempenho hidráulico e de processo dos flocladores tubulares helicoidais, propõe-se aqui o estudo deste reator, a partir dos objetivos explicitados na seção a seguir.

Capítulo 2

OBJETIVOS

2. OBJETIVOS

2.1. GERAL

Estudar o comportamento hidrodinâmico e o desempenho de processo dos floculadores tubulares helicoidais aplicados à remoção de sólidos suspensos em águas sintética, contribuindo assim, para um melhor entendimento do funcionamento deste tipo de reator.

2.2. ESPECÍFICOS

- Avaliar os efeitos de parâmetros geométricos e hidrodinâmicos (Q , d , D , ρ , G , Ca , Re , Dn , Gn , κ e τ) sobre o desempenho de processo dos floculadores tubulares helicoidais, utilizando como ferramenta a modelagem física;
- Aperfeiçoar e validar modelo de estimativa de eficiência de floculação para floculadores do tipo tubulares helicoidais proposto por Pelissari (2006).

Capítulo 3

***REVISÃO BIBLIOGRÁFICA E
FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA***

3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo apresenta-se a fundamentação teórica e a revisão bibliográfica, abordando, dentre outros aspectos, os princípios dos processos de coagulação e floculação, parâmetros de projeto para floculadores em geral e também aspectos geométricos e dinâmicos para reatores tubulares helicoidais.

3.1. PROCESSOS DE COAGULAÇÃO E FLOCULAÇÃO

3.1.1. CONSIDERAÇÕES GERAIS

A água é um recurso natural, essencial à vida, seja como componente bioquímico de seres vivos ou como meio de vida de inúmeras espécies. Além disso, a água é também essencial para o desenvolvimento de praticamente todas as atividades realizadas pelo homem, sejam elas urbanas, industriais ou agropecuárias.

Segundo Vianna (1997), a preocupação com a qualidade da água usada para abastecimento público surgiu, basicamente, no século XIX, quando descobertas científicas mostraram haver relação entre a água e a transmissão de doenças.

Hoje, portanto, a água a ser fornecida à uma população deve passar por um processo de tratamento de modo que suas características microbiológicas, físicas, químicas e radioativas atendam à um padrão de potabilidade – estabelecido, atualmente, pela Portaria nº 518 do Ministério da Saúde, de 25 de março de 2004 – de modo à não oferecer risco à saúde da população.

Um sistema convencional de tratamento de água para fins de potabilização inclui as etapas de coagulação, floculação, decantação (ou flotação), filtração, desinfecção, fluoretação e correção de pH. Entretanto, algumas destas etapas poderão ser eliminadas de acordo com a qualidade da água a ser tratada.

As etapas de coagulação à filtração são responsáveis por eliminarem a carga de material particulado suspenso e coloidal¹ presente na água. Este tipo de material

¹ Colóides: são misturas cujas partículas dispersas são menores do que aquelas que podem ser vistas a olho nu (sólidos suspensos), mas maiores que moléculas individuais (sólidos dissolvidos). Tais partículas são denominadas partículas coloidais e, em água, formam os colóides ou suspensões coloidais.

confere, dentre outros aspectos, turbidez à massa líquida.

A Figura 3.1 apresenta a distribuição do tamanho das partículas, normalmente, presentes na água.

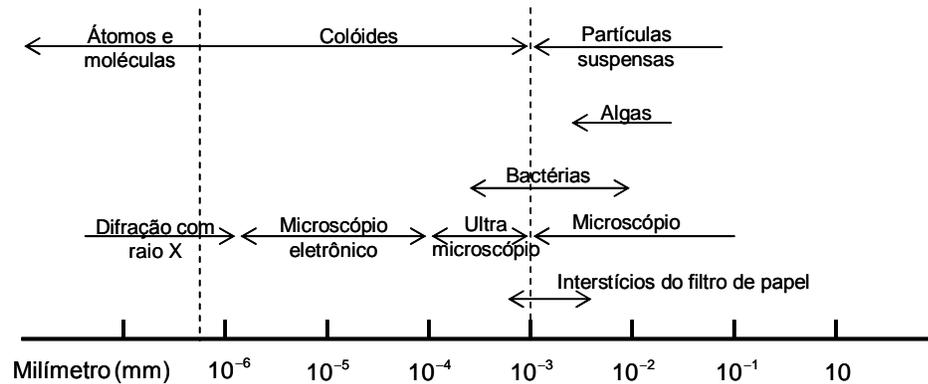


Figura 3.1. Distribuição do tamanho das partículas presentes na água.

Fonte: Adaptado de Di Bernardo, Di Bernardo e Centurione Filho (2002).

A turbidez, por sua vez, representa uma medida do grau de interferência à passagem de luz através da água, dando a esta uma aparência turva. Além de ser esteticamente desagradável na água potável, os sólidos podem estar associados à compostos tóxicos e à organismos patogênicos (von Sperling, 1998).

Este parâmetro é freqüentemente utilizado para a caracterização de águas de abastecimento e controle operacional de ETA's, já que para algumas unidades do processo de tratamento existe um padrão de turbidez que assegura a eficiência da unidade.

Materiais como partículas de rochas, argila, microorganismos e matéria orgânica podem ser citados como constituintes responsáveis pela carga de turbidez de uma água. E, a utilização mais freqüente deste parâmetro é para caracterização de águas de abastecimento, brutas ou tratadas, e para controle de operação de estações de tratamento de água.

As etapas de coagulação e floculação tornam-se necessárias, uma vez que, como a maioria das impurezas presentes na água possui carga elétrica negativa, repelindo-

se umas às outras e mantendo-se em suspensão por longos períodos de tempo, a sedimentação natural destas impurezas é inviável.

De modo geral, a coagulação e a floculação são tratamentos físico-químico da água, onde as partículas sólidas presentes na massa líquida são desestabilizadas (coagulação) e então se agregam (floculação) formando flocos. Permitindo assim, que o material sólido seja mais facilmente e rapidamente removido, na decantação (ou flotação) e na filtração, que são processos subsequentes à coagulação/floculação. Portanto, a eficiência deste processo é de extrema importância, pois tem influência direta sobre as posteriores etapas do tratamento. Segundo a Portaria nº518/2004, no caso de um sistema de tratamento completo/convencional, o padrão de turbidez para a água pré-desinfecção é 1,0 UT.

Um exemplo claro da importância da etapa de remoção de sólidos em processos de tratamento de água reside no fato das partículas sólidas servirem de abrigo à microorganismos patogênicos, diminuindo assim, a eficácia do processo de desinfecção da água, processo este que está à jusante da floculação.

De acordo com Vianna (1997), a coagulação ou desestabilização inicia-se no instante em que as substâncias coagulantes são adicionadas à água, e dura poucos segundos. Neste processo o coagulante reage com a água formando subprodutos de carga nula e positiva. Os de carga positiva são adsorvidos pela superfície das partículas sólidas (carga negativa), de forma a neutralizá-las, caracterizando a desestabilização por adsorção. Enquanto que os de carga nula, que se apresentam sob o aspecto de pequeno floco gelatinoso precipitável, saturaram a água e arrastam as partículas aprisionadas neste gel, caracterizando a desestabilização por varredura.

Dentre os principais compostos coagulantes/floculantes tem-se o sulfato de alumínio, o sulfato ferroso, o sulfato férrico e o aluminato de sódio, sendo que o sulfato de alumínio é o mais utilizado, devido à vantagens como facilidade de transporte e manuseio e baixo custo. Entretanto, como cada substância citada possui uma faixa ótima de pH para atuar, geralmente utiliza-se um alcalinizante (por exemplo, o hidróxido de sódio) para ajustar este parâmetro antes de adicionar o

coagulante. Maiores detalhes sobre o processo químico de desestabilização das partículas sólidas podem ser encontrados em Campos e Povinelli (1987) e em Vianna (1997).

Devido à rapidez com que se processam as reações de desestabilização das partículas sólidas, o processo de coagulação ocorre em unidades de mistura rápida, para que haja grande transmissão de energia à massa líquida em um curto intervalo de tempo.

Inicialmente, então, deseja-se intensa agitação na água para que o reagente se misture completamente na massa líquida e promova a desestabilização das partículas sólidas. Entretanto, à medida que as partículas desestabilizadas se aglutinam formando os flocos e aumentam de tamanho, a intensidade da agitação deve ser reduzida, para que estes continuem crescendo e não sejam rompidos pelas forças cisalhantes, pois, quanto mais denso for o floco melhor será sua posterior remoção.

Portanto, no início da floculação, as partículas encontram-se muito dispersas, sendo então necessária maior agitação (ou seja, maiores gradientes de velocidade, seção 3.1.2), para promoção de choques entre as mesmas. No entanto, à medida que os flocos vão se formando, torna-se necessário reduzir este gradiente para evitar sua ruptura. Sendo assim, segundo alguns autores (Di Bernardo, Di Bernardo e Pádua (2000), McConnachie e Liu (2000) e McConnachie et al. (1999), Libânio (1997)) têm-se previsto a compartimentação das unidades de floculação, em sentido decrescente de gradiente de velocidade, como forma de otimização do desempenho das mesmas.

Todavia, na compartimentação de flocladores deve-se garantir que o número de Camp (seção 3.1.2) em cada compartimento seja o mesmo, garantindo, assim, iguais oportunidades de choques às partículas em tratamento.

Smoluchowski (1917), como apresentado por Han e Lawler (1992) e Vianna (1997), mostrou que os choques entre as partículas coloidais presentes na massa líquida resultam de movimentos pericinéticos e ortocinéticos. Sendo que, o processo de floculação através de movimentos pericinéticos está relacionado ao movimento

Browniano das partículas (intramolecular). Enquanto que a floculação decorrente de movimentos ortocinéticos é devida à ação das tensões de cisalhamento.

Entretanto, segundo Camp e Stein (1943) citado por Camp (1953), a floculação por movimentos Brownianos dura tão pouco tempo que, comparada com a coagulação provocada pelas tensões de cisalhamento na massa líquida, são desprezíveis. Sendo assim, este último tem sido o principal mecanismo de floculação empregado em estações de tratamento de águas e efluentes.

Após os processos de coagulação e floculação, tem-se a decantação. Este processo de remoção de partículas sólidas em suspensão é um dos mais comuns no tratamento da água e visa reduzir a carga de sólidos aplicada aos filtros. Consiste na utilização das forças gravitacionais para separar partículas de densidade superior a da água, depositando-as em uma superfície. As partículas que não são removidas na sedimentação devem ser removidas na filtração. Entretanto, quanto mais eficiente a floculação, menor será a carga aplicada aos filtros.

3.1.2. PARÂMETROS DE RELEVANTE INTERESSE NO ESTUDO DE FLOCULADORES

O gradiente de velocidade (G), juntamente com o tempo teórico de detenção (T), constituem parâmetros de relevante importância no estudo e projeto de floculadores. E, além disso, o produto de G por T determina o número de Camp, um número adimensional que fornece uma medida da oportunidade de choques entre partículas presentes na massa líquida. A perda de carga (hf), por sua vez, também constitui-se em um importante parâmetro para a floculação, já que está diretamente relacionada ao gradiente de velocidade e, conseqüentemente, ao número de Camp.

▪ TEMPO TEÓRICO DE DETENÇÃO (T)

O tempo teórico de detenção é definido como o tempo em que o fluido em escoamento permanece no interior de uma determinada unidade, e pode ser calculado pela Equação 3.1.

$$T = \frac{V}{Q} \quad (3.1)$$

onde:

T: tempo teórico de detenção [T];

V: volume da unidade [L³];

Q: vazão [L³T⁻¹].

Segundo a Norma Brasileira (NBR) nº12.216/1992, para flocladores hidráulicos pode-se adotar um tempo de detenção entre 20 e 30 minutos, caso não seja feito nenhum tipo de ensaio prévio para determinação deste parâmetro.

Camp (1953), por sua vez, apresenta como a faixa mais usada nos Estados Unidos os valores de 20 à 50min.

Já Azevedo Netto (1987) e Campos e Povinelli (1987) destacam que os valores mais usuais para o tempo de detenção estão entre 20 e 80min.

O tempo teórico de detenção constitui-se em uma ferramenta importante, pois pode ser utilizado para a avaliação do grau de desvio entre o regime de escoamento ideal (pistão ou mistura completa²) e aquele observado na prática.

▪ PERDA DE CARGA (h_f)

O movimento da água, em qualquer conduto, se processa sempre com certa dissipação de energia causada por resistências que se manifestam em oposição ao movimento, como a viscosidade do próprio fluido em escoamento e o atrito dele com as paredes do conduto. Como a energia dissipada não é mais recuperada, é denominada perda de carga.

Nos flocladores que utilizam a mudança de direção do escoamento para a promoção da floclação, geralmente este fator é o principal responsável pela geração de perda de carga no sistema. Isto ocorre tanto nos flocladores chicanados, os tradicionais, quanto nos flocladores tubulares helicoidais.

Em um sistema construído pode-se medir a perda de carga, entretanto, na literatura

² No escoamento do tipo pistão todas as partículas de fluido possuem a mesma velocidade de escoamento e seguem caminhos paralelos, portanto todas atravessam o reator no mesmo intervalo de tempo. Já o escoamento do tipo mistura completa é caracterizado pela homogeneidade de qualquer propriedade do fluido, em um ponto dentro do reator a um determinado instante de tempo.

encontram-se diversas formulações empíricas que possibilitam estimar a perda de carga em um sistema ainda não construído.

A perda de carga, h_f , pode ser determinada experimentalmente, utilizando-se manômetros, por exemplo, ou teoricamente, pela aplicação da Equação 3.2, Equação de Hagen-Poiseuille, dentre outras. Esta equação pode ser aplicada para escoamentos laminares em condutos circulares funcionando a seção plena.

$$h_f = \frac{32\mu u L}{\rho g d^2} \quad (3.2)$$

Considere:

h_f : perda de carga [L];

μ : viscosidade dinâmica do fluido [$ML^{-1}T^{-1}$].

u : velocidade axial média ($u = 4Q/\pi d^2$) [LT^{-1}];

L : comprimento da tubulação [L];

ρ : massa específica [ML^{-3}];

g : aceleração da gravidade [LT^{-2}];

d : diâmetro do floclador [L].

Este parâmetro é extremamente importante, pois influencia diretamente na determinação do gradiente de velocidade.

▪ GRADIENTE DE VELOCIDADE (G)

O gradiente de velocidade, por sua vez, é um parâmetro de extrema importância no dimensionamento de flocladores, pois à ele está associada a quantidade de energia ou a intensidade de mistura do sistema, o que é fundamental no processo de floclação.

Smoluchowski em 1917, (citado por Campos e Povinelli (1987), Richter e Netto (1991) e Vianna (1997)) mostrou que a taxa de floclação, em um sistema sob condições de escoamento laminar, está relacionada ao gradiente de velocidade em um dado ponto neste sistema.

Contudo, segundo Camp (1953), Camp e Stein em 1943, observando que na maioria dos casos práticos de floclação o regime de escoamento era turbulento, e devido à dificuldades de determinação dos gradientes locais de velocidade em meios

turbulentos, estes autores propuseram, então, a estimativa de um valor médio para o gradiente de velocidade (Equação 3.3).

$$G = \sqrt{\frac{P}{V\mu}} \quad (3.3)$$

onde:

G: gradiente médio de velocidade [T^{-1}];

P: potência dissipada média [ML^2T^{-3}];

V: volume do reator [L^3];

μ : viscosidade dinâmica ou absoluta do fluido [$ML^{-1}T^{-1}$].

Sabendo que para unidades hidráulicas (tipo de unidade estudada neste trabalho e apresentada na seção 3.1.3) $P = \rho g Q h_f$ e fazendo-se a substituição na Equação 3.3, tem-se que:

$$G = \sqrt{\frac{\rho g Q h_f}{V\mu}} \quad (3.4)$$

Sendo que a perda de carga (h_f) pode ser determinada pela equação de Hagen-Poiseuille, já apresentada, Equação 3.2.

Entretanto, segundo Hameed, Muhammed e Sapre (1985) e AL-Hashimi e Ashjyan (1989), no caso de tubos helicoidais a Equação de Poiseuille é escrita em termos de comprimento equivalente (L_e)³.

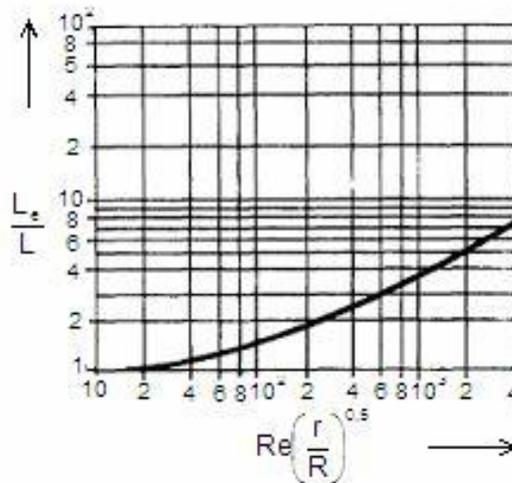


Figura 3.2. Relação entre L_e/L e $Re(r/R)^{0.5}$, onde Re: número de Reynolds, r: raio do tubo e R: raio do enrolamento (maiores detalhes na seção 3.2.1). Fonte: Hameed, Muhammed e Sapre (1985).

³ Comprimento de tubo reto que irá produzir a mesma perda de carga do sistema em helicóide.

O comprimento equivalente pode ser determinado pela relação proposta por Arfandy, em 1989 (Hameed, Muhammed e Sapre (1985) e AL-Hashimi e Ashjyan (1989)), apresentada na Figura 3.2, acima. Este autor estudou a floculação para escoamento laminar e obteve bons resultados para um volume próximo à 500cm³, gradiente entre 15 e 75s⁻¹ e número de Camp igual a 10⁴.

Vigneswaran e Setiadi (1986), por sua vez, a partir de estudos experimentais propuseram também, através de uma relação entre G e u/d, a seguinte expressão para o cálculo do gradiente de velocidade:

$$G = 6,02 \left(\frac{u}{d} \right)^{1,15} \quad (3.5)$$

Para os flocladores convencionais, os chicanados, a NBR nº12.216/1992 recomenda um gradiente de velocidade máximo para o primeiro compartimento de 70s⁻¹, e mínimo, para o último compartimento de 10s⁻¹.

Já Fair e Geyer (1954), citados por McConnachie e Liu (2000), Campos e Povinelli (1987) e Azevedo Netto (1987) apresentam como faixa de gradiente usual os valores entre 10 e 100s⁻¹.

Camp (1953), por sua vez, apresenta a faixa de 20 à 74s⁻¹ como mais utilizada.

▪ NÚMERO DE CAMP (CA)

O número de Camp, dado pelo produto de G por T, fornece uma medida adimensional para a oportunidade de choques entre as partículas.

Matematicamente, o número de Camp é dado pela seguinte expressão:

$$Ca = G \cdot T \quad (3.6)$$

onde:

Ca: número de Camp [-];

G: gradiente de velocidade [T⁻¹];

T: tempo teórico de detenção [T].

Assim sendo, partindo-se do princípio da compartimentação dos flocladores associado à manutenção do número de Camp constante em todos os

compartimentos, se o gradiente de velocidade deve ser decrescente para que não haja quebra dos flocos, em contrapartida o tempo teórico de detenção será, então, crescente.

No caso do floculador compartimentado, o número de Camp deve ser o mesmo para todas as câmaras, para que a possibilidade de floculação seja igual, independente do compartimento.

Campos e Povinelli (1987) e Azevedo Netto (1987) destacam que os valores mais usuais para o número de Camp estão entre 30.000 e 150.000.

Já autores como Fair e Geyer (1954), citados por McConnachie et al. (1999) e McConnachie e Liu (2000), Elmaleh e Jabbouri (1991), Bhargava e Ojha (1993) e Haarhoff (1998), por sua vez, apresentam valores do número de Camp que variam de 10.000 à 100.000.

Camp (1953), por sua vez, sugere os valores de 23.000 à 210.000.

3.1.3. TIPOS DE FLOCULADORES

Basicamente, a floculação pode ser realizada em unidades mecanizadas, ou hidráulicas, de acordo com o tipo de dispositivo utilizado para fornecer a energia necessária ao sistema.

Nas unidades mecanizadas a agitação da água é promovida por equipamento mecânico. Normalmente são utilizados agitadores do tipo paletas, hélice ou turbinas. Já os floculadores do tipo hidráulicos aproveitam a energia que o fluxo adquire ao escoar por um caminho com mudança de direção, para agitar a massa líquida.

Devido à vantagens nos processos de implantação, manutenção e operação e reduzidos curto-circuito e zonas mortas, os floculadores hidráulicos são os mais utilizados. Na literatura encontram-se diversos tipos: chicanado, cox e Alabama, por exemplo. Dentre os floculadores hidráulicos não tão tradicionais encontram-se os helicoidais, de bandejas perfuradas, de meio granular e o tubular helicoidal.

Apesar dos flocladores hidráulicos serem vantajosos, outros tipos de flocladores devem ser estudados com vistas à otimização de produtos químicos, custo, tempo, espaço, e também de eficiência de processo.

A seguir estão apresentados os tipos mais comuns de flocladores hidráulicos, sua representação gráfica e também uma objetiva descrição de cada um, maiores detalhes podem ser encontrados em Vianna (1997) e Richter e Netto (1991).

▪ **Chicanado**

O floclador chicanado pode ser do tipo horizontal ou vertical dependendo do sentido do escoamento do fluido, como mostra a Figura 3.3.

Constitui-se de um tanque dividido em câmaras. Ao final de cada câmara há uma mudança de direção do escoamento de, aproximadamente, 180° . Caracteriza-se pela perda de carga devida, principalmente, à mudança de direção do escoamento, ao alargamento e estreitamento da seção, e ao atrito entre o fluido e as paredes do floclador.

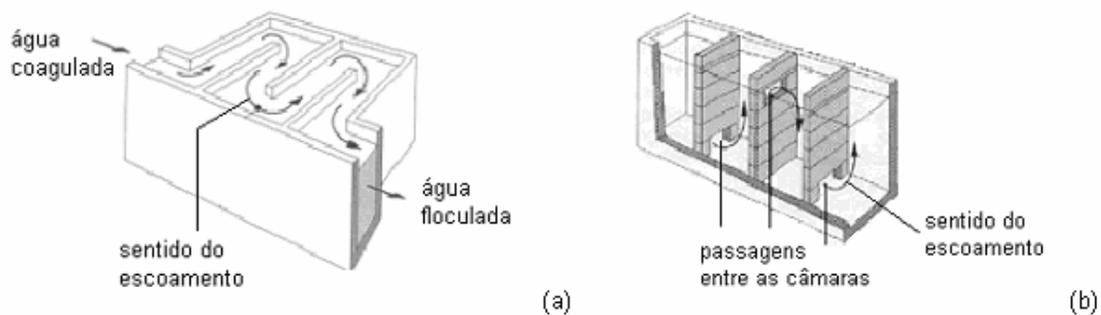


Figura 3.3. Floclador do tipo chicanado. (a) chicanado horizontal, (b) chicanado vertical.
Fonte: Adaptado de Vianna (1997).

▪ **Alabama**

O floclador do tipo Alabama também constitui-se por um tanque compartimentado, sendo que tais compartimentos são interligados sempre pela parte inferior, como mostra a Figura 3.4.

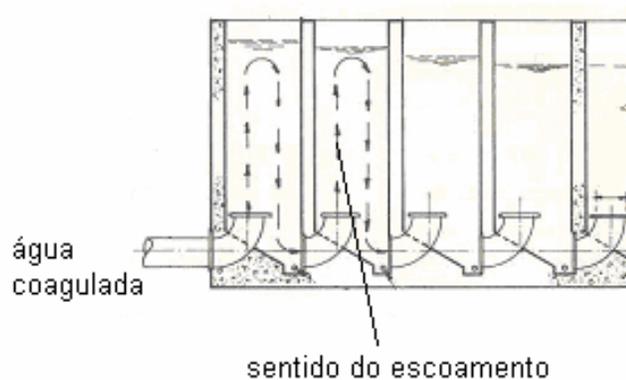


Figura 3.4. Floculador do tipo Alabama. Fonte: Adaptado de Richter e Netto (1991).

O fluido entra no compartimento através de curvas de 90° voltadas para cima, ou seja, o fluido entra pela parte inferior do compartimento, mas é defletido para cima. Posteriormente, para que o fluido passe ao compartimento seguinte, este deve descer, já que as interligações são na parte inferior.

Assim, o fluxo no interior de um mesmo compartimento é ascendente e descendente. E isto é proposital, para que os flocos trazidos pela corrente afluyente, de sentido ascendente, choquem-se com os levados pela corrente efluente, de sentido descendente, e se agreguem, resultando, assim, em seu aumento de tamanho.

▪ **de Fluxo Helicoidal**

Neste tipo de floculador, a disposição dos canais de entrada e saída em sentidos opostos é capaz de imprimir um movimento helicoidal à massa fluida em tratamento.

A Figura 3.5 esquematiza um floculador de fluxo helicoidal.

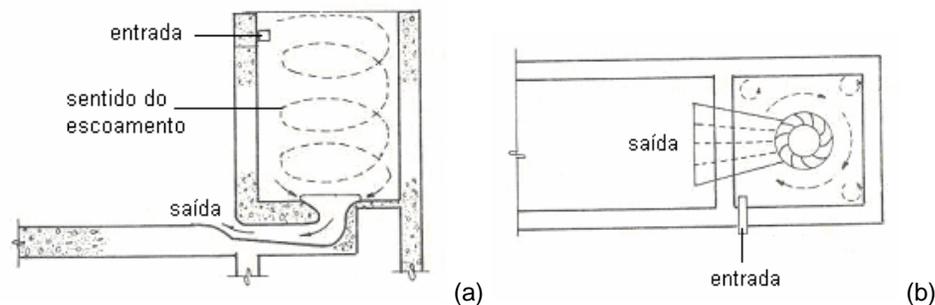


Figura 3.5. Floculador de fluxo helicoidal, (a) vista em corte e (b) vista em planta. Fonte: Adaptado de Richter e Netto (1991).

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.

- **do tipo Cox**

O floculador do tipo Cox, assim como o chicanado e o Alabama, constitui-se de um tanque dividido em câmaras. Apresenta um pequeno número de câmaras, e as interligações entre as mesmas são alternadas em posições superiores e inferiores, conforme ilustrado na Figura 3.6.

Apesar de apresentar como vantagem um reduzido número de compartimentos, apresenta como desvantagem, a não uniformidade do grau de agitação da massa líquida.

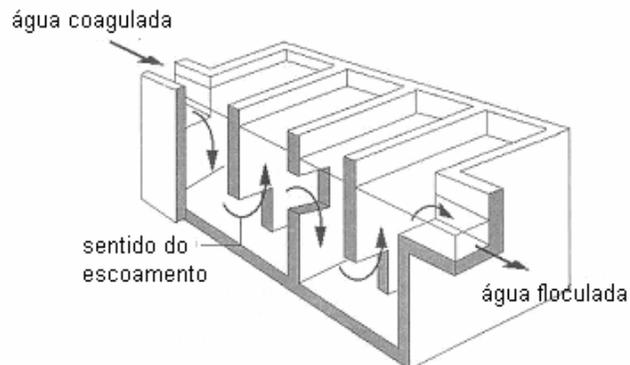


Figura 3.6. Floculador do tipo Cox. Fonte: Adaptado de Vianna (1997).

- **do Tipo Bandejas Perfuradas**

No floculador do tipo bandejas perfuradas a entrada do fluido se dá na parte superior central de cada câmara de floculação, à partir da qual escoam em sentido descendente passando por orifícios existentes numa sucessão de bandejas, situadas perpendicularmente à direção do fluxo. Como pode-se observar na Figura 3.7, ao atingir a parte inferior da câmara, o fluido é, então, conduzido à câmara seguinte através de um conduto.

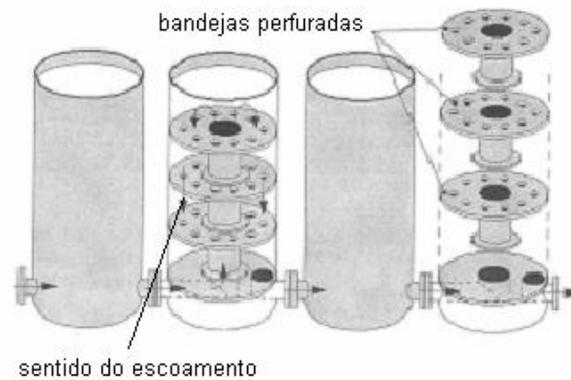


Figura 3.7. Floclador do tipo bandejas perfuradas. Fonte: Adaptado de Vianna (1997).

▪ **de Meio Poroso**

Floculadores em meio poroso ou em meio granular constituem-se de uma estrutura preenchida com material granular. O fluido entra pela base inferior do sistema e atravessa o material granulado em direção à sua base superior.

Os flocos são formados à medida que o fluido passa pelos interstícios do meio granular. Sua principal desvantagem é não suportar grandes variações na quantidade e qualidade da água bruta, especialmente altos valores de turbidez.

A Figura 3.8 esquematiza um floclador de meio poroso ou granular.

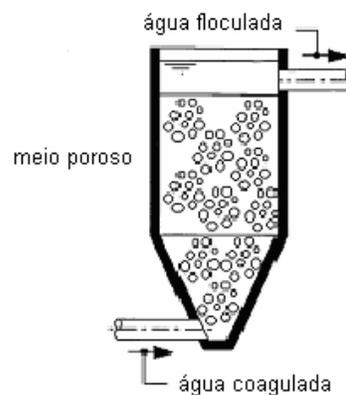


Figura 3.8. Floclador de meio poroso. Fonte: Adaptado de Vianna (1997).

3.2. FLOCULADOR TUBULAR HELICOIDAL (FTH)

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 3.9 ilustra um reator tubular helicoidal aplicado à floculação.

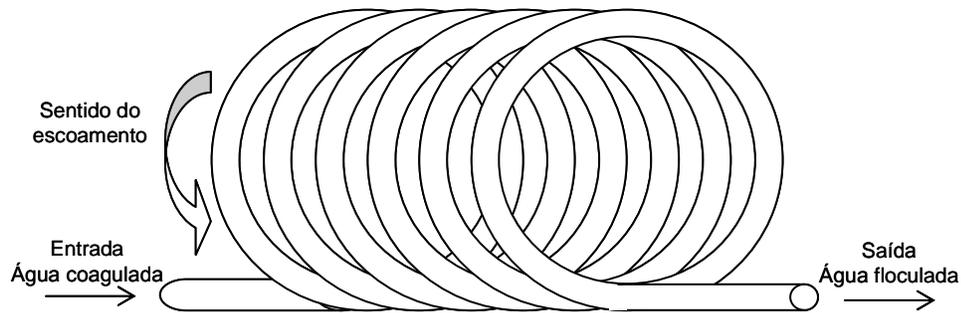


Figura 3.9. Floculador tubular helicoidal.

No que diz respeito à aplicação deste tipo de reator ao processo de floculação, alguns autores citam como vantagens do floculador tubular helicoidal a minimização da dispersão longitudinal (o que indica um regime de escoamento próximo ao pistão), a maximização das correntes secundárias (o que favorece a mistura na seção transversal) e necessidade de pouco espaço (Hameed, Muhammed e Sapre, 1995).

Enquanto nos floculadores convencionais a coagulação e a floculação ocorrem em diferentes unidades, de mistura rápida e de mistura lenta, respectivamente, no FTH estas duas etapas ocorrem, simultaneamente, dentro da mesma unidade. No reator tubular helicoidal os reagentes químicos necessários à coagulação/ floculação são dispersos no meio líquido à partir do aproveitamento da energia cinética da própria água em escoamento (Carissimi, 2005).

A aplicação do reator tubular helicoidal no processo de floculação foi pioneiramente estudada, por Grohmann, Reiter e Wiesmann (1981). Estes autores avaliaram a aplicação deste tipo de reator na remoção de fosfato, usando como coagulante o cloreto férrico (FeCl_3), e variando o gradiente médio de velocidade, o tempo de detenção e o número de Reynolds, a partir da utilização de mangueiras de diâmetros

(6 à 14cm) e comprimentos (2,3 à 34m) diferentes. Para o enrolamento da mangueira foi usado um cilindro de 1m de diâmetro.

De acordo com os resultados obtidos por estes autores tem-se que baixos tempos de detenção, aproximadamente 14s, foram suficientes para uma boa floculação. E, além disso, dentre os valores de G estudados (100, 150 e 200s⁻¹), quanto maior o valor deste parâmetro, menor a turbidez remanescente. Entretanto, para um mesmo G, à partir de 14s de tempo de detenção não foi possível perceber melhora considerável na coagulação.

Quanto ao número de Reynolds (faixa estudada de 2.000 à 20.000), à medida que este aumenta há uma abrupta redução da turbidez, entretanto, os valores de Re maiores que 3.000, praticamente, não influenciam no valor da turbidez remanescente.

Com o aumento do número de Camp, a turbidez remanescente decresce continuamente e alcança um valor praticamente constante quando Ca = 40.000, entretanto, para Ca = 2.000, a redução na turbidez já é mais que suficiente (95%). Os autores ressaltam ainda que, para os floculadores tradicionais é necessário um número de Camp de 200.000, para uma boa floculação, ou seja, comparando o floculador tubular helicoidal com os tradicionais, estes últimos necessitam de uma maior quantidade de energia para floculação.

Vigneswaran e Setiadi (1985), por sua vez, compararam o desempenho do jartest e do floculador tubular helicoidal, à partir de análises experimentais em uma unidade que consistia em uma mangueira de 0,95cm de diâmetro e 80m de comprimento enrolada em um cilindro de 10cm de diâmetro, com pontos de amostragem a cada 5m. O sulfato de alumínio foi usado como coagulante, e a performance dos floculadores foi avaliada pela turbidez remanescente, dentre outros.

À partir de medições de perda de carga e determinação dos respectivos gradientes os autores propuseram a Equação 3.7 para relacionar G e u/d (Figura 3.10).

$$G = 6,02 \left(\frac{u}{d} \right)^{1,15} \quad (3.7)$$

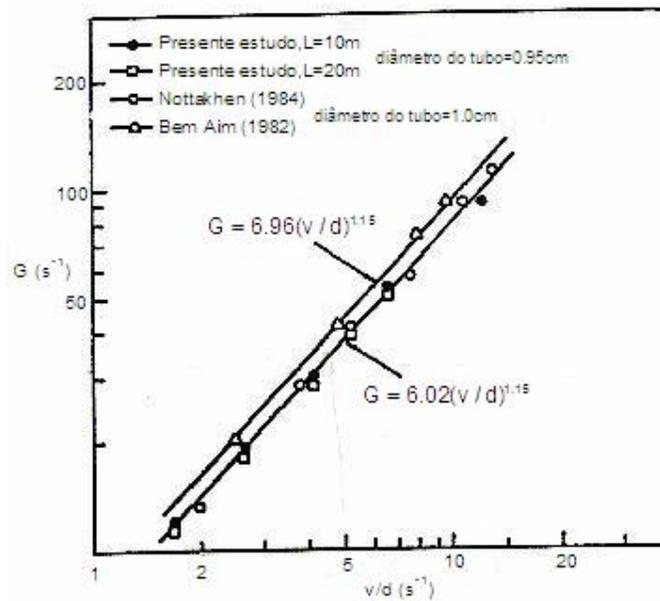


Figura 3.10. Relação entre G e u/d proposta por Wigneswaran e Setiadi (1986).
Fonte: Adaptado de Wigneswaran e Setiadi (1986).

No que diz respeito ao gradiente de velocidade, dentre os valores estudados ($25, 50, 70$ e $95s^{-1}$), os autores concluíram, para o floculador helicoidal que a turbidez final não depende de G , entretanto quanto maior este parâmetro mais rápido a turbidez final será atingida, ou seja, será necessário menos tempo de floculação. Já para o experimento no jarrest houve uma piora significativa na eficiência de floculação. A razão para esta piora pode ser a diferença de número de Reynolds, o qual no floculador tubular helicoidal variou de 300 a 1000, enquanto que no jarrest era 10 vezes maior.

Portanto, os resultados mostraram que, mesmo sob um regime de escoamento mais comportado, o reator helicoidal apresenta uma melhor dissipação da energia efetiva, do que o jarrest, necessitando, então de um menor tempo de detenção para a formação dos flocos.

AL-Hashimi e Ashjyan (1989), por sua vez, direcionaram seus estudos para a avaliação da aplicabilidade do reator tubular helicoidal na remoção de sólidos suspensos em águas naturais, também comparando seu desempenho com o do jarrest. Estes autores estudaram os diâmetros de 0,8, 1,0 e 1,25cm enrolados em uma cilindro de 10cm.

As conclusões obtidas foram que: a) maiores cargas de turbidez requerem maiores gradientes e, portanto, menores tempos de detenção uma vez que as unidades possuíam volume constante; b) o percentual removido aumenta à medida que a turbidez inicial também aumenta; e c) para valores de turbidez entre 60 e 90UT houve uma grande diferença entre o percentual removido pelo jarrest e pelo floculador helicoidal, sendo o jarrest mais eficiente. Segundo os autores, isto pode ser justificado pela pouca carga de sólidos presentes na água e força de repulsão que estes exercem uns sobre os outros; d) para altos valores de turbidez, a remoção apresentada pelo jarrest e pelo floculador helicoidal são, razoavelmente, próximas.

Elmaleh e Jabbouri (1991) sabendo que, no processo de floculação, de toda a energia dissipada parte é requerida para promover o contato entre as partículas e o crescimento dos flocos, mas a maior parte é destinada ao movimento do fluido, buscaram, então, quantificar a energia requerida para a floculação, verificando a validade da derivação de parâmetros de floculação (G e Camp) à partir da energia total dissipada.

E, 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 100g/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.

Já, em 1995, Hameed, Muhammed e Sapre, assim como, Vigneswaran e Setiadi (1985), realizaram um estudo comparativo entre o desempenho do floculador tubular helicoidal e do jarrest. Foram estudados três diâmetros de mangueira (0,7, 1,0 e 1,27cm) enrolados em um cilindro de 30cm de diâmetro e a turbidez inicial era de 220UT.

Para a remoção de turbidez sem o uso de coagulante, pode-se observar pelos resultados apresentados que existe um número de Camp ótimo, onde há a maior remoção de sólidos. Entretanto, enquanto o jarrest apresentou 70% de remoção máxima de turbidez, para $Ca = 25.800$, o floculador helicoidal conseguiu remover

64% da turbidez, quando $Ca = 5.075$. Ou seja, o floculador tubular helicoidal conseguiu remover tão bem a turbidez quanto o jarrest, necessitando, contudo, de menor energia (ou seja, menor gradiente de velocidade e menor tempo de detenção).

Para a floculação com alumínio, o mesmo comportamento foi encontrado para o número de Camp ótimo: 25.200 para o jarrest e 4.666 para o floculador helicoidal. Segundo os autores, um maior número de Camp resulta em piora no processo de floculação uma vez que fornece energia em excesso ao sistema e assim, provoca a quebra dos flocos formados.

No que diz respeito ao gradiente de velocidade as maiores eficiências (94% e 95%) foram obtidas para os gradientes de $28s^{-1}$ e $21s^{-1}$, para o jarrest e para o floculador helicoidal, respectivamente.

Por fim, conclui-se então que o floculador helicoidal é mais vantajoso, pois proporciona uma boa remoção de sólidos suspensos, assim como o jarrest, entretanto necessita de um menor gradiente de velocidade e um menor tempo de detenção (ou seja, menor energia), concordando com os resultados obtidos por Vigneswaran e Setiadi (1985).

Dentre os trabalhos mais recentes sobre a utilização do reator tubular helicoidal como floculador, têm-se os desenvolvidos por Carissimi (2003) e Pelissari (2006).

Carissimi (2003) testou várias configurações de reatores tubulares helicoidais. Foi usada uma mangueira de 1,25cm e um cilindro de 10cm de diâmetro, para enrolamento. Foram elaborados cinco diferentes modelos, variando o comprimento da mangueira e a vazão ($2Lmin^{-1}$ a $5Lmin^{-1}$) e tempos de residência variando de 7,2 a 72s. O autor testou a formação de flocos aerados e não aerados e também a utilização de polímeros⁴ floculante.

O regime de escoamento observado foi semelhante ao pistão, com baixos índices de curto-circuito e zonas morta, o que é uma vantagem para o processo de floculação,

⁴ Polímero: produto natural ou sintético utilizado para auxiliar a floculação. Permite a formação de flocos mais resistentes, com taxas mais elevadas de sedimentação (Metcalf e Eddy (1991)).

uma vez que todas as partículas permaneceram na unidade pelo mesmo tempo.

Dentre os modelos estudados o mais eficiente para a geração de flocos apresentava um comprimento de 12 metros e um volume de 1,2 litros. Dentre os modelos menos eficientes, enquanto uns não apresentavam tempo de detenção suficiente para permitir o crescimento dos flocos, outros apresentavam um tempo de detenção maior do que o necessário, acabando por causar a ruptura dos flocos formados.

Pelissari (2006), assim como Carissimi (2003), testou várias configurações. Entretanto variou o diâmetro das mangueiras em 0,8, 1,0 e 1,27cm, os diâmetros dos cilindros de enrolamento em 5, 10 e 30cm. O volume, por sua vez, era fixo 1,5L.

A maior eficiência na remoção de turbidez foi obtida para a menor vazão estudada, 0,5Lmin⁻¹, e para números de Camp menores de 20.000, incluindo valores abaixo do recomendado pela literatura para flocladores convencionais (entre 10⁴ e 10⁵).

Os flocladores mais eficientes apresentavam a) gradientes de velocidade entre 28 e 114s⁻¹, indicando que quando este aumenta, a energia do sistema também aumenta, ocorrendo, então, a quebra de flocos devido a maior intensidade de choque entre as partículas; e b) tempos de detenção de 3min.

Um fator não abordado por nenhum dos trabalhos citados nesta seção, mas contemplado pelo trabalho de Pelissari (2006) foi o estudo da influência dos números de Dean (Dn) e Germano (Gn), parâmetros de projeto dos flocladores helicoidais (apresentados com detalhe na seção 3.2.1), sobre a eficiência do processo de floclação. De acordo com os resultados apresentados, as maiores eficiências foram obtidas para baixos valores de Dn (<1000) e Gn (<25).

Um aspecto muito interessante e abordado pela autora foi o fato de tais números serem função de Re e da curvatura, no caso de Dn, e de Re e torção, no caso de Gn. Entretanto, segundo Pelissari, Re influenciou mais no número de Dn e Gn do que o grau de curvatura ou a torção, uma vez que estes dois últimos parâmetros possuem ordem de grandeza de 2 a 3 vezes menor que o número de Re. Portanto, pode-se dizer que o processo de floclação em reatores tubulares helicoidais depende mais do aspecto da energia de floclação do que de parâmetros de projeto.

3.2.1. GEOMETRIA E HIDRODINÂMICA DE REATORES TUBULARES HELICOIDAIS

Tubulações helicoidais são amplamente utilizadas na indústria, seja como reatores químicos, físicos, trocadores de calor, exaustores de gases, entre outros. Além de serem importantes na otimização de espaço, os reatores helicoidais são muito estudados devido à uma característica peculiar que apresentam face à ação da força centrífuga: o escoamento secundário (que será abordado com mais detalhes na sequência, seção 3.2.2).

A força centrífuga induz o escoamento secundário, que, por sua vez, aumenta o fator de fricção, a taxa de transferência de calor e massa, o número de Reynolds para a transição entre os escoamentos e aproxima o regime de escoamento para o do tipo pistão (Austin e Seader (1973), Liou (1992), Yamamoto, Yanaseb e Jianga (1998), Hüttl e Friedrich (2001), Agrawal e Nigam (2001)). E, devido à sua importância, muitos esforços tem sido feitos com o objetivo de entender melhor este fenômeno.

Um reator tubular helicoidal pode ser definido como uma tubulação de raio r enrolada em um cilindro de raio r' . O raio do enrolamento é dado pela soma $R = r + r'$. A distância de uma volta (anel) à outra é definida como passo, p , enquanto que o comprimento de uma volta pela letra H , como mostra a Figura 3.11.

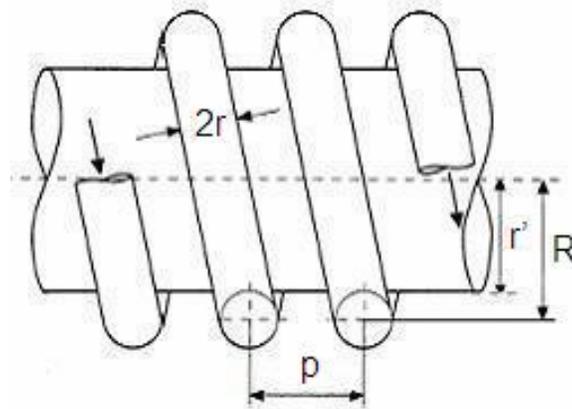


Figura 3.11. Esquema de um reator tubular helicoidal.

Curvando-se uma tubulação reta e unindo as duas extremidades, tem-se um toróide (Figura 3.12a). Todavia, caso as extremidades sejam colocadas na mesma posição,

mas distanciadas uma da outra, tem-se uma tubulação helicoidal (Figura 3.12b). Ou seja, para se ter um helicóide é necessário torção (causada pelo passo, p), já no caso de um toróide a torção é nula.

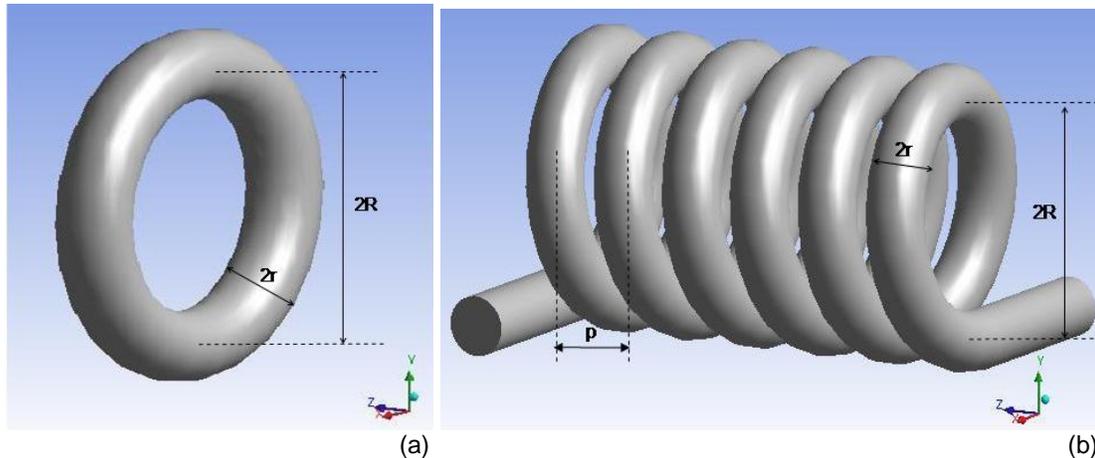


Figura 3.12. Representação esquemática de um reator toroidal (a) e um reator helicoidal (b).

Uma vez que as tubulações helicoidais apresentam diferenciais em relação às tubulações retas, como a curvatura e a torção, já citados, é razoável prever que o escoamento em ambas tubulações serão, então, diferenciados (Yu et al., 2003). Sendo helicoidal, o escoamento no reator será afetado tanto pela curvatura quanto pela torção do tubo. Todavia, no caso de uma tubulação toroidal só existirá influencia da curvatura, já que não existe torção.

A curvatura (κ) e a torção (τ) da linha central do helicóide podem ser calculadas pelas Equações 3.8 e 3.9, respectivamente:

$$\kappa = \frac{R \cdot r}{R^2 + p^2} \quad (3.8)$$

$$\tau = \frac{p \cdot r}{R^2 + p^2} \quad (3.9)$$

onde:

κ : curvatura [-];

τ : torção [-];

R: raio do enrolamento [L];

r: raio da mangueira [L];

p: passo [L].

Dean (1927, 1928) foi um dos primeiros a estudar o escoamento em tubos toroidais, segundo Hüttl e Friedrich (2000) e Yu et al. (2003). Este autor obteve uma solução que exibiu o padrão típico de escoamento secundário, com dois vórtices, mas válido somente para escoamento com baixo número de Reynolds, isto é escoamento laminar.

Segundo Hüttl e Friedrich (2001), a curvatura é suficiente para criar os movimentos secundários. No caso de um toróide, a forma do escoamento secundário é a de dois vórtices gêmeos que giram em sentido contrário. A massa fluida localizada no núcleo sofre uma força centrífuga maior do que aquela experimentada pelo fluido próximo às paredes externas, o qual é empurrado em direção às paredes internas em dois diferentes fluxos.

Entretanto, à medida que o tubo é torcido, um destes vórtices, cujo sentido da rotação é o mesmo da torção, cresce gradualmente, enquanto que o segundo vórtice torna-se menor. Este último, então, desaparece e somente um vórtice ocupa quase toda a área da seção transversal da tubulação (Liu e Masliyah (1993), Berger, Talbot e Yao (1983)).

A Figura 3.13 ilustra a influência do aumento da torção do tubo no escoamento secundário, ou seja, a transição de vórtices duplos para um único.

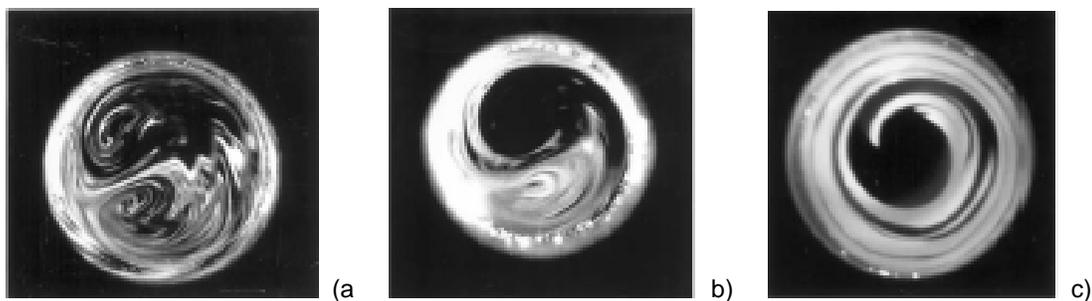


Figura 3.13. Transição do escoamento secundário de dois vórtices, para o escoamento secundário de um vórtice, à medida que a torção é aumentada. (a) $\tau=0,48$, (b) $\tau=0,92$ e (c) $\tau=1,92$.

Fonte: Yamamoto et al. (2002).

Assim como o número de Reynolds (Re) caracteriza o regime de escoamento, a partir dos estudos de Dean, White (1929), segundo Austin e Seader (1973) descreveu um parâmetro adimensional que caracteriza a magnitude do movimento

secundário de um escoamento através de um toróide: o número de Dean (Dn), dado pela Equação 3.10.

$$Dn = Re \sqrt{\kappa} \quad (3.10)$$

Onde Re , que é o número de Reynolds, é dado pela expressão 3.11:

$$Re = \frac{\rho u d}{\mu} \quad (3.11)$$

Nas expressões 3.10 e 3.11:

Dn : número de Dean [-];

Re : número de Reynolds [-];

κ : curvatura [-];

ρ : massa específica do fluido [ML^{-3}];

u : velocidade axial média [LT^{-1}];

d : diâmetro do flocculador[L];

μ : viscosidade dinâmica ou absoluta [$ML^{-1}T^{-1}$].

Entretanto, no caso de escoamentos em tubulações helicoidais, além do efeito de curvatura existe também o efeito de torção, que é introduzido ao se transformar um toróide em helicóide. Germano em (1982, 1989) foi um dos primeiros pesquisadores à estudar o efeito da torção sob o escoamento em tubos helicoidais.

Germano então, estendeu as equações de Dean ao escoamento em tubulações helicoidais e mostrou que escoamentos em tubos helicoidais não dependem somente do número de Dean, como nos tubos toroidais, mas também de um parâmetro relacionado com a torção. A partir de então, alguns autores utilizam, para quantificar o efeito da torção, um parâmetro denominado número de Germano (Gn), (Liu e Masliyah, 1993).

A Equação 3.12 define, matematicamente, o número de Germano.

$$Gn = \tau Re \quad (3.12)$$

onde:

Gn : número de Germano [-];

τ : torção [-];

Re : número de Reynolds [-].

Portanto, de maneira geral, pode-se dizer que os efeitos da curvatura são avaliados em conjunto com o número de Dean, enquanto que para a análise dos efeitos da torção sobre o escoamento deve-se levar em conta o número de Germano.

Como foi visto, tanto o número de Dean quanto o de Germano dependem do número do Reynolds. O número de Reynolds, como já se sabe, também um número adimensional, é utilizado para classificar o regime de escoamento em: laminar ($Re > 2000$), de transição ($2000 < Re < 4000$) ou turbulento ($Re > 4000$).

Os estudos encontrados na literatura relativos à hidrodinâmica de reatores tubulares helicoidais tratam, basicamente, do escoamento secundário e dos efeitos da curvatura e torção do tubo sobre o escoamento.

Maiores informações acerca da hidrodinâmica de reatores tubulares helicoidais podem ser encontradas em Liou (1992), Liu e Masliyah (1993), Yamamoto et al. (1995), Yamamoto, Yanaseb e Jianga (1998), Agrawal e Nigam (2001), Hüttl e Friedrich (2000, 2001) e Yamamoto et al. (2002).

3.3. ANÁLISES

3.3.1. ANÁLISE DIMENSIONAL

Na análise dimensional, a incógnita do problema é a variável dependente. Todas as demais variáveis e constantes relacionadas ao problema estudado serão as variáveis independentes. Vale ressaltar que, para uma boa análise deve-se avaliar cuidadosamente o problema para que todas as variáveis que influem no mesmo sejam consideradas.

O teorema “pi de Buckingham” é uma das técnicas utilizadas para a determinação dos grupos adimensionais que governam um determinado problema, facilitando assim a compreensão do problema físico.

Embora a análise dimensional seja incapaz, por si só, de estabelecer uma formulação completa de uma lei física, ela fornece indicações sobre as combinações

dos parâmetros envolvidos. Sendo assim, uma importante ferramenta para a elaboração de teorias e interpretação de resultados.

3.3.2. ANÁLISE DE REGRESSÃO LINEAR MÚLTIPLA

A análise de regressão nasce da tentativa de relacionar um conjunto de observações de um grupo de variáveis, designadas genericamente por x_n ($x_1, x_2, x_3, \dots, x_n$ – variáveis independentes), com as leituras de uma certa grandeza y (variável dependente). A Equação 4.1 caracteriza a equação geral para a regressão linear.

$$y = a + b_1 \cdot x_1 + b_2 \cdot x_2 + \dots + b_n \cdot x_n \quad (3.13)$$

onde a, b_1, b_2, \dots, b_n seriam os parâmetros da relação procurada.

Um dos objetivos da aplicação da regressão seria a predição, ou seja, obter uma relação que permita, perante o conhecimento das variáveis x_n , prever o correspondente valor de y , sem necessidade de sua medição.

A regressão linear é chamada "linear" porque considera que a relação entre as variáveis x e y é uma função linear. Quando a aplicação da regressão linear gerar resultados não satisfatórios deve-se então partir para o estudo da regressão não linear.

Todavia, a regressão linear pode ser simples ou múltipla, dependendo da quantidade de variáveis x (independentes) à se relacionar com a variável y (dependente). Na regressão linear simples, tem-se que y é função de apenas uma variável x , enquanto na regressão múltipla, y será escrito em função de várias variáveis de x .

Dessa análise obtém-se o valor do coeficiente de determinação R^2 , que varia de 0 a 1, fornecendo uma medida do ajuste do modelo de regressão múltipla aos dados. Se o valor de R^2 for próximo de 1, isso indica que os parâmetros relacionados são responsáveis, quase que totalmente, pela variabilidade da eficiência de floculação, caso contrário, tem-se que o modelo utilizado não representa bem o fenômeno em estudo.

Capítulo 4

MATERIAIS E MÉTODOS

4. MATERIAIS E MÉTODOS

Os objetivos deste trabalho foram a) a avaliação dos efeitos de parâmetros geométricos e hidrodinâmicos sobre o desempenho de processo de floculação em reatores tubulares helicoidais e b) o aperfeiçoamento do modelo de estimativa de eficiência de floculação para flocladores do tipo tubulares helicoidais proposto por Pelissari (2006).

Sendo assim, de acordo com os objetivos citados acima, nesta seção serão apresentados todo aparato e procedimentos utilizados para o desenvolvimento dos experimentos. Os mesmos foram realizados no Laboratório de Hidráulica da Universidade Federal do Espírito Santo – UFES.

4.1. CIRCUITO HIDRÁULICO

Para o desenvolvimento deste estudo foi utilizado um circuito hidráulico para floculação com capacidade de 0,1 a 5,0L/min. A Figura 4.1 ilustra, esquematicamente, e de maneira simplificada, este circuito. Enquanto que, a Figura 4.2 apresenta uma foto do circuito hidráulico montado no laboratório.

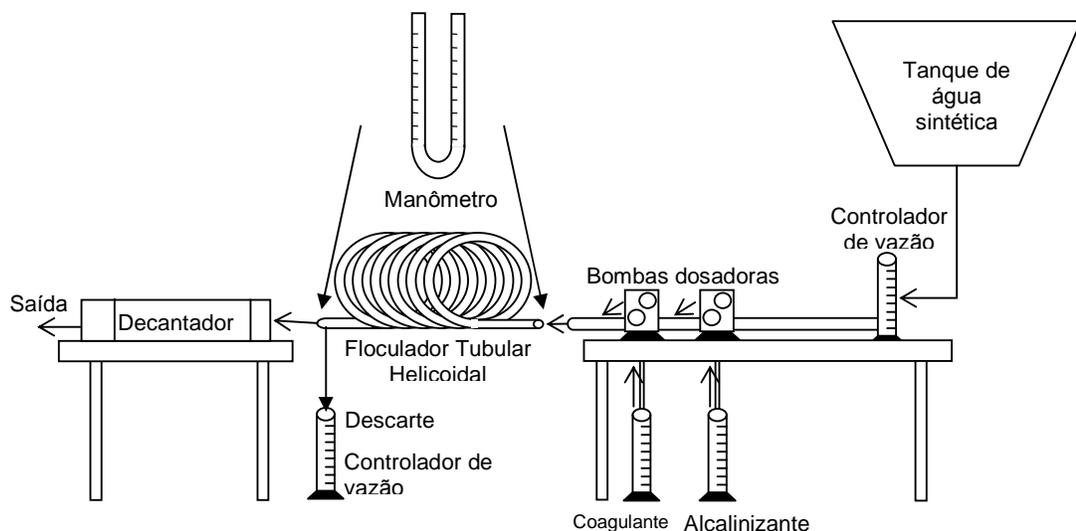


Figura 4.14. Esquema do circuito hidráulico empregado nos experimentos.

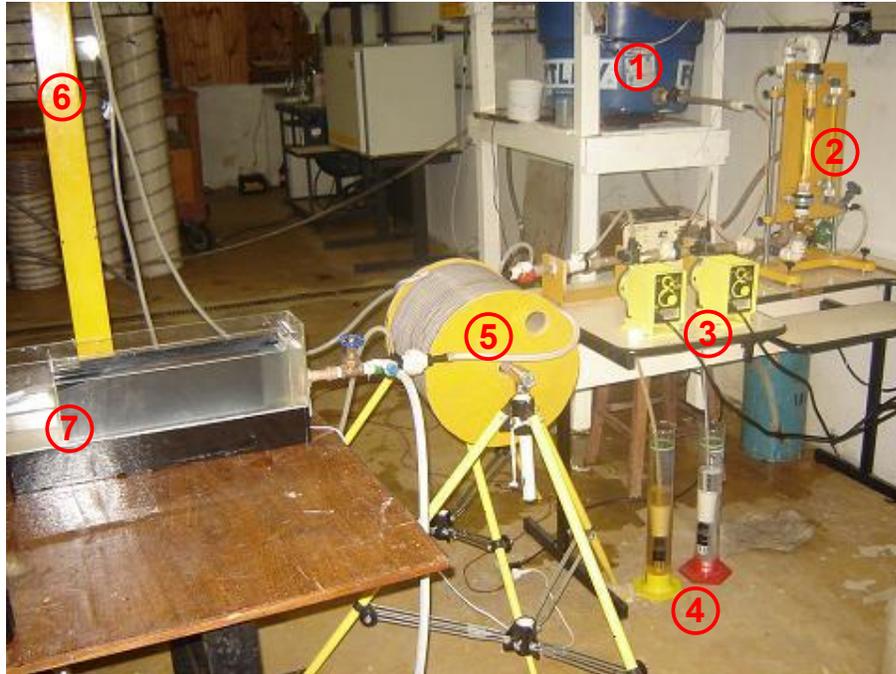


Figura 4.15. Foto do circuito hidráulico utilizado para realização dos experimentos. 1) tanque de água sintética, 2) medidores de vazão, 3) bombas dosadoras, 4) reagentes (coagulante e alcalinizante), 5) flocculador tubular helicoidal, 6) manômetro de tubo em “U” e 7) decantador.

Na Figura 4.2 tem-se identificado os principais componentes do circuito hidráulico utilizado nas experimentações.

Nos experimentos realizados, uma água sintética (água de teste), armazenada em um tanque, alimenta o circuito hidráulico de acordo com a vazão a ser estudada, regulada pelos controladores de vazão. À medida que esta água sai do tanque e escoar em direção ao reator (flocculador tubular helicoidal), nela são adicionados (pelas bombas dosadoras) o alcalinizante, para ajustar o pH, e o coagulante, para desestabilização das partículas sólidas. Posteriormente, esta mistura passa pelo flocculador tubular helicoidal, onde ocorre a formação dos flocos (agregação das partículas desestabilizadas) e por fim, chega ao decantador, onde estes flocos se depositam. Na saída do decantador são coletadas amostras de água para a avaliação da eficiência de remoção de turbidez.

O aparato utilizado para a realização dos experimentos está detalhadamente descrito a seguir, na seqüência em que estão apresentados nas Figuras 4.1 e 4.2.

4.1.1. ÁGUA DE TESTE E TANQUE DE ARMAZENAMENTO

A água utilizada nos ensaios foi uma água preparada em laboratório, uma vez que dessa maneira foi possível estabelecer um padrão da mesma que foi mantido para todos os testes (pH, temperatura e turbidez).

A água de teste foi preparada à partir de uma mistura da água de torneira, fornecida pela Cesan (Companhia Espírito Santense de Saneamento) e argila. Para quantificar a argila a ser misturada na água foi estipulado uma turbidez de, aproximadamente, 50UT. Este valor além de ser normalmente encontrado em corpos d'água – apesar da grande faixa de variação possível para este parâmetro – não requer muito gasto de material. O pH da água de teste era cerca de 7,0, enquanto que a temperatura era de, aproximadamente, 23°C. O conhecimento destes dois parâmetros é importante, pois eles influenciam na reação do coagulante.

Esta água era armazenada em um tanque, com capacidade de 80L. E deste, a água era liberada para o circuito hidráulico. Dentro deste tanque havia instalado um misturador, que durante a realização dos testes permanecia sempre ligado, de maneira que à manter a água de teste homogeneizada.

4.1.2. VAZÃO E MEDIDORES DE VAZÃO

Foram estudadas diferentes vazões e para regular a vazão de acordo com o teste realizado foi utilizado, então, medidores de vazão (rotâmetros) fabricado pela Applitech, modelos AP300Te e AP30055, com capacidade de 1,6L/min e 5,0L/min, respectivamente. Para a realização dos testes de floculação todos os rotâmetros utilizados foram aferidos.

4.1.3. REAGENTES E BOMBAS DOSADORAS

Os reagentes empregados foram: o sulfato de alumínio ($Al_2(SO_4)_3$), como coagulante, para a desestabilização das partículas, e o hidróxido de sódio (NaOH), para ajuste do pH da água. Estes reagentes foram escolhidos devido à vantagens como facilidade de uso e baixo custo. O sulfato de alumínio foi doado pela Cesan,

que utiliza esta mesma substância para tratar a água distribuída para a Grande Vitória – ES.

Duas bombas dosadoras, LMI Milton Roy (modelo P153-398Ti para a dosagem de sulfato de alumínio e modelo P123.358Ti para dosagem de hidróxido de sódio) foram utilizadas para dosar estes reagentes no circuito.

As concentrações dosadas pelas bombas, assim como suas vazões, foram pré-determinadas de acordo com a vazão de água que alimenta o circuito, de modo à manter sempre a mesma concentração final, independente da vazão em estudo.

4.1.4. MANÔMETRO

A perda de carga nos flocladores foi calculada à partir de leituras de diferença de pressão obtidas por um manômetro, instalado na entrada e saída do floclador.

Para a situação encontrada neste estudo, foi utilizado um manômetro de tubo em U, sendo que o fluido manométrico utilizado foi o mercúrio.

4.1.5. FLOCULADOR TUBULAR HELICOIDAL - MODELO REDUZIDO

Como já abordado, o floclador estudado foi o tubular helicoidal. E, sua geometria pode ser representada, de maneira geral, pela Figura 4.3.

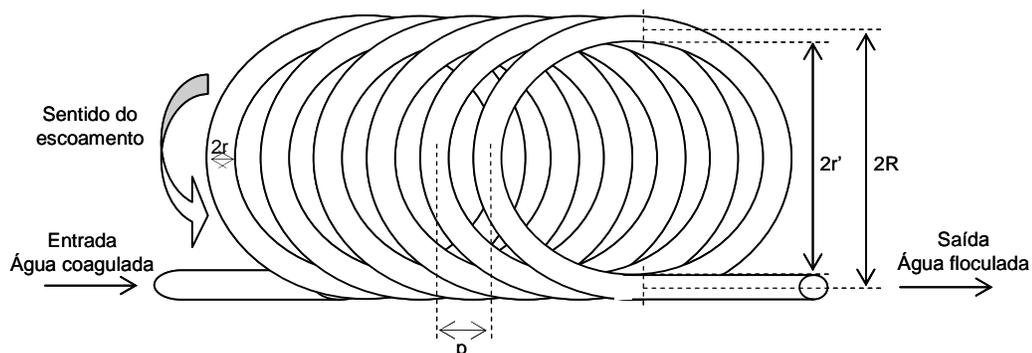


Figura 4.16. Representação esquemática de um floclador tubular helicoidal.

Ou seja, o floclador constitui-se de uma mangueira com raio r enrolada em um cilindro de raio r' , sendo que a distância de um anel à outro do enrolamento é representada por p (passo). O raio do enrolamento, por sua vez, está representado por R e é dado pela soma $r+r'$ (Figura 4.4).



Figura 17.4. Floculador Tubular Helicoidal.

As mangueiras utilizadas eram de PVC, trançadas, com paredes rígidas, para que não houvesse alteração da seção transversal com o enrolamento. E, como cilindro de enrolamento foram utilizados tubos de PVC.

A eficiência deste tipo de floculador foi avaliada para a variação dos seguintes parâmetros: diâmetro da mangueira (d), diâmetro de enrolamento (D), passo (p) e vazão (Q). Conseqüentemente, à partir da variação dos parâmetros citados acima, teve-se também a variação de outros parâmetros de interesse neste estudo, que também foram avaliados nos resultados como: curvatura (κ), torção (τ), gradiente de velocidade (G), número de Camp (Ca), número de Reynolds (Re), perda de carga (hf), número de Dean (Dn) e número de Germano (Gn).

Vale ressaltar, ainda, que para permitir comparação entre os resultados observados para as configurações estudadas o volume de todas as unidades foi mantido constante, sendo o mesmo utilizado por Pelissari (2006), e igual a $1,50 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$.

No total foram estudadas 36 configurações, as quais estão apresentadas na Tabela 4.1.

Tabela 4.1. Configuração dos testes realizados.

Configuração	Reator	d (")	r (cm)	R (cm)	p (cm)	Vazão (L/min)
1	1	3/8"	0,476	2,976	0,15	0,30
2						0,50
3						1,00
4						2,00
5						4,00
6						5,00
7	2	3/8"	0,476	15,476	0,15	0,30
8						0,50
9						1,00
10						2,00
11						4,00
12						5,00
13	3	1/2"	0,635	3,135	0,20	0,30
14						0,50
15						1,00
16						2,00
17						4,00
18						5,00
19	4	1/2"	0,635	15,635	0,80	0,30
20						0,50
21						1,00
22						2,00
23						4,00
24						5,00
25	5	1/2"	0,635	15,635	0,80	0,30
26						0,50
27						1,00
28						2,00
29						4,00
30						5,00
31	6	1/2"	0,635	15,635	1,59	0,30
32						0,50
33						1,00
34						2,00
35						4,00
36						5,00

4.1.6. DECANTADOR

Ao sair do floculador a água de teste entra, então, no decantador, por onde escoam em condições pré-determinadas de maneira que os flocos formados sedimentem.

Para que não houvesse influência da configuração do decantador sobre a eficiência do processo de floculação, foi utilizado um único decantador para todos os experimentos. E, além de manter fixa a sua geometria, também foi fixada sua vazão de escoamento, de maneira que as alterações percebidas na eficiência de remoção de turbidez resultassem apenas de variações nas características do floculador.

Portanto, ao sair do floculador, parte da água era descartada e parte fluía para o decantador. O descarte era controlado por um medidor de vazão.

O decantador utilizado para a realização dos experimentos foi dimensionado como mostra a Tabela 4.2, de maneira a não operar com eficiência máxima, já que se objetivava avaliar a eficiência do processo de floculação e não do processo de decantação.

Tabela 4.2. Configuração do decantador.

Parâmetro	Valor
Vazão de escoamento	0,30L/min
Comprimento da chicana	40cm
Nº de chicanas	3
Largura da chicana	3,3cm
Altura da lâmina	9,5cm
Volume	3,76L

A Figura 4.5 esquematiza a geometria do decantador.

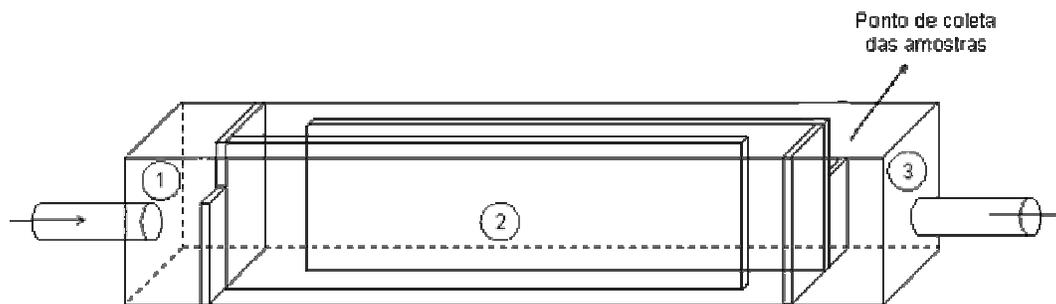


Figura 4.18. Esquematização da geometria do decantador: 1) entrada; 2) corpo do decantador e 3) saída e ponto de coleta de amostras.



Figura 4.19. Foto do decantador.

Ao final de cada experimento o decantador era esvaziado e todo o material depositado era retirado, de modo a não interferir no teste seguinte.

Vale ressaltar ainda que, foram feitos testes preliminares de eficiência para diversos comprimentos do decantador, de maneira a certificar que o mesmo não estaria super-dimensionado.

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), passo (p), gradiente de velocidade (G), número de Camp (Ca), número de Reynolds (Re), número de Dean (Dn), número de Germano (Gn), curvatura (κ) e torção (τ).

4.2.1. TURBIDEZ REMANESCENTE - EFICIÊNCIA

A eficiência dos processos de coagulação/floculação pode ser avaliada pela turbidez da água decantada, que está relacionada à formação de floco com tamanho e peso suficiente para ser sedimentado.

O equipamento utilizado neste estudo para a medição da turbidez foi o Hach modelo 2100P, portátil com medição na faixa de 0,01-999UT, resolução de 0,01UT e exatidão de $\pm 2\%$. Este turbidímetro utiliza o método Nefelométrico, para a leitura de

turbidez. Neste método, o aparelho emite 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, fará uma comparação entre 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.

O ideal é que se determine a turbidez assim que a amostra é coletada, prevenindo-se alterações nas condições originais da amostra.

Portanto, como a turbidez inicial era conhecida/controlada, ao final de cada experimento foi avaliada a eficiência do processo de floculação através de análises de turbidez final. Vale ressaltar que o turbidímetro foi calibrado, de acordo com as recomendações do fabricante.

O sistema hidráulico era mantido em funcionamento por, aproximadamente, 3 vezes o tempo teórico de detenção, de maneira à garantir que o escoamento estivesse completamente desenvolvido, e à partir de então iniciava-se a coleta e análise das amostras. As leituras eram feitas até que os resultados se mantivessem constantes ($\pm 1,0UT$) e, à partir dos dados válidos, obtinha-se uma média.

Vale ressaltar, entretanto, que as eficiências obtidas neste estudo estão diretamente relacionadas não só ao floculador testado, mas também ao decantador utilizado. Visto que, caso se tenha interesse em avaliar outros tipos de floculadores ou outras geometrias e comparar os resultados aos obtidos neste estudo deve-se atentar para o fato de que, para que não haja influência do decantador na avaliação do comportamento da eficiência do floculador, deve-se utilizar o mesmo decantador utilizado aqui, assim, a única variável no estudo será o floculador.

No estudo da floculação o decantador é também muito importante, uma vez que está intimamente ligado ao processo de medição do desempenho do floculador. Já que, para flocos não tão bem formados, caso o decantador seja grande o suficiente para permitir o depósito destes flocos, pode-se concluir que a floculação é ótima. Todavia, caso o decantador seja pequeno demais para permitir a sedimentação dos mesmos, pode-se concluir que o floculador estudado é ruim. Ou seja, para um mesmo

floculador/floco, de acordo com o decantador utilizado pode-se chegar à diferentes conclusões.

4.2.2. PARÂMETROS GEOMÉTRICOS E DE OPERAÇÃO

Dentre os parâmetros geométricos dos flocladores tubulares helicoidais tem-se: diâmetro do floclador (d), diâmetro do enrolamento (D), passo (p) e comprimento do floclador (L).

A Tabela 4.3 apresenta a configuração dos flocladores utilizados nesta pesquisa.

Tabela 4.3. Configuração geométrica dos flocladores estudados.

Reator	d (")	r (cm)	R (cm)	p (cm)	L floclador (m)	Nº Anéis
1	3/8"	0,476	2,976	0,15	21,07	113
2			15,476			22
3	1/2"	0,635	3,135	0,20	11,84	60
4			15,635			0,80
5				1,59		
6						

Relacionado à operação tem-se a vazão, lembrando que, para todos os 06 (seis) flocladores, foram testadas as vazões de 0,3; 0,5; 1,0; 2,0; 4,0 e 5,0L/min, totalizando, como já apresentado, 36 testes.

4.2.3. PERDA DE CARGA (hf)

Com apresentado no Capítulo 3, a perda e carga é um parâmetro extremamente importante, pois dá um indicativo da quantidade de energia que o escoamento perde ao passar pelo reator.

Em um primeiro momento, a perda de carga nos flocladores foi determinada teoricamente, a partir da expressão proposta por Hagen-Poiseuille e já apresentada na seção 3.2.1 (Equação 3.2).

$$h_f = \frac{32\mu u L}{\rho g d^2} \quad (3.2)$$

Posteriormente, à partir do sistema construído, mediu-se a diferença de pressão da entrada para a saída do floculador. E, com estas leituras, pode-se então, calcular a perda de carga real para cada configuração estudada.

Os resultados obtidos pela aplicação dos métodos teóricos foram comparados aos obtidos experimentalmente, de maneira a verificar a aplicabilidade dos métodos teóricos para o cálculo da perda de carga em reatores tubulares helicoidais. Já que, na literatura não foi encontrada nenhuma expressão específica para este tipo de reator. Com exceção da adaptação da Equação de Hagen-Poiseuille proposta por Arfandy, em 1989, segundo Hameed, Muhammed e Sapre (1985) e AL-Hashimi e Ashjyan (1989), que substitui o comprimento real do reator por um comprimento equivalente (Le), que está relacionado com o número de Reynolds, raio do floculador e raio de enrolamento (Capítulo 3, seção 3.1.2).

Na Tabela 4.4 estão apresentados os métodos utilizados para a determinação da perda de carga. Sendo que as equações nela contidas já foram apresentadas no Capítulo 3.

Tabela 4.4. Métodos usados para a determinação da perda de carga nos floculadores.

Métodos Teóricos		Método Experimental
Método 01	Método 02	Método 03
Considerando o tubo reto	Considerando o tubo helicoidal (utilizando comprimento equivalente - Le)	Utilizando o manômetro
$h_{f1} = \frac{32\mu uL}{\rho g d^2}$	$h_{f2} = \frac{32\mu uLe}{\rho g d^2}$	$h_{f3} = (\gamma_{H_2O} \cdot (h_2 - h_1) + \gamma_{Hg} \cdot h_3) / \gamma_{H_2O}$

Nota: 1 – h_1 , h_2 e h_3 correspondem à alturas de coluna de mercúrio no manômetro.

2 – γ_{H_2O} – peso específico da água.

4.2.4. GRADIENTE DE VELOCIDADE (G)

Ao gradiente de velocidade está associada a quantidade de energia ou a intensidade de mistura do sistema, o que é fundamental no processo de floculação.

O gradiente de velocidade, inicialmente, foi calculado à partir de valores de perda de carga determinados pelas expressões empíricas apresentadas na Tabela 4.4 e, em um segundo momento, foi calculado considerando-se a perda de carga real dos

floculadores, determinada à partir de leituras de diferença de pressão.

A equação utilizada foi a 3.4, já apresentada na seção 3.1.2.

$$G = \sqrt{\frac{\rho g Q h_f}{V \mu}} \quad (3.4)$$

Tabela 4.5. Métodos usados para a determinação do gradiente de velocidade nos flocladores.

Métodos Teóricos		Método Experimental
Método 01	Método 02	Método 03
Considerando o tubo reto	Considerando o tubo helicoidal (utilizando comprimento equivalente - Le)	Considerando a perda de carga real (medida)
$G = \sqrt{\frac{\rho g Q h_{f1}}{V \mu}}$	$G = \sqrt{\frac{\rho g Q h_{f2}}{V \mu}}$	$G = \sqrt{\frac{\rho g Q h_{f3}}{V \mu}}$

Nota: 1 – h_{f1} , h_{f2} e h_{f3} correspondem às perdas de carga determinadas pelos métodos 01, 02 e 03 apresentados na Tabela 4.4.

Ressalta-se que, na Tabela 4.5, o que distingue as três equações é a perda de carga. Em cada uma foi utilizada uma perda de carga determinada por um método diferente (apresentado na seção anterior, Tabela 4.4).

Esta avaliação foi feita com o intuito de se verificar a aplicabilidade da Equação 3.4, utilizada frequentemente para os flocladores chicanados, aos reatores helicoidais, visto que, assim como no estudo da perda de carga, aqui no estudo do gradiente de velocidade, também não foram encontradas expressões específicas para a sua determinação, no caso do reator em estudo ser do tipo tubular helicoidal.

4.2.5. NÚMEROS DE CAMP (CA) E REYNOLDS (RE)

Os números de Camp e Reynolds foram determinados à partir da aplicação das equações já apresentadas no Capítulo 3, Equações 3.6 e 3.11, respectivamente. Sendo que, o gradiente utilizado no cálculo do número de Camp foi aquele determinado à partir dos valores reais de perda de carga (h_{f3}).

4.2.6. OS NÚMEROS DE DEAN (DN) E GERMANO (GN)

Os números de Dean e Germano, por sua vez, foram determinados partindo-se dos valores de curvatura, torção e número de Reynolds, e utilizando-se as expressões apresentadas no Capítulo 3, Equações 3.10 e 3.12, respectivamente.

4.3. ANÁLISES

4.3.1. ANÁLISE DIMENSIONAL

O objetivo de se aplicar a análise dimensional neste estudo foi a tentativa de determinação de uma equação, através da qual fosse possível prever a eficiência de floculação para um determinado reator helicoidal. Neste estudo, o problema tratado pela análise dimensional foi a eficiência de floculação nos reatores. Foram consideradas as seguintes variáveis:

Tabela 4.6. Variáveis envolvidas no problema (eficiência de floculação), seus símbolos e dimensões.

	VARIÁVEIS	SÍMBOLO	DIMENSÕES*
Variável dependente	Eficiência de floculação	Eficiência	-
Variáveis independentes	Massa específica do fluido	ρ	ML^{-3}
	Viscosidade do fluido	μ	$ML^{-1}T^{-1}$
	Diâmetro do floculador	d	L
	Diâmetro do enrolamento	D	L
	Passo	p	L
	Comprimento do floculador	L	L
	Velocidade de escoamento do fluido	u	LT^{-1}
	Perda de carga	hf	L

* Dimensões: M = massa, L = comprimento e T = tempo.

4.3.2. ANÁLISE DE REGRESSÃO LINEAR MÚLTIPLA

Neste trabalho, como a análise dimensional não foi suficiente para a determinação de uma equação confiável para a previsão da eficiência de floculação, aplicou-se aos seus resultados a análise de regressão linear múltipla. Já que, como pode-se observar na Tabela 4.4, foram consideradas várias variáveis no estudo da eficiência da floculação dos reatores helicoidais.

Além do coeficiente de determinação, foi também utilizado para a análise de dados o erro relativo médio (média aritmética do valor absoluto da divisão da diferença entre o valor medido e o calculado pelo valor medido).

Capítulo 5

RESULTADOS E DISCUSSÃO

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo serão apresentados e discutidos os resultados obtidos pela realização dos experimentos propostos no Capítulo 4 deste trabalho.

Na seção 5.1 será avaliado o efeito de diversos parâmetros (vazão (Q), diâmetro do floculador (d), diâmetro do enrolamento (D), passo (p), gradiente de velocidade (G), número de Camp (Ca), número de Reynolds (Re), número de Dean (Dn), número de Germano (Gn), curvatura (κ) e torção (τ)) sobre o comportamento da eficiência apresentada pelos floculadores tubulares helicoidais estudados. Vale ressaltar, todavia, que Pelissari (2006) fez uma análise semelhante, entretanto, neste trabalho, além do aprimoramento experimental, também foi trabalhada uma faixa mais ampla (comparado com Pelissari (2006)) de todos os parâmetros citados acima.

Já, o aperfeiçoamento do modelo obtido por Pelissari (2006) para a estimativa de eficiência de floculação em floculadores do tipo tubulares helicoidais será apresentado na seção 5.2.

5.1. AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA NO FLOCULADOR TUBULAR HELICOIDAL

A Figura 5.1, a seguir, apresenta a eficiência encontrada para todos os floculadores estudados, de acordo com a vazão e independente de suas características geométricas. Foram testadas 06 vazões para cada um dos 06 floculadores, totalizando, portanto, 36 testes.

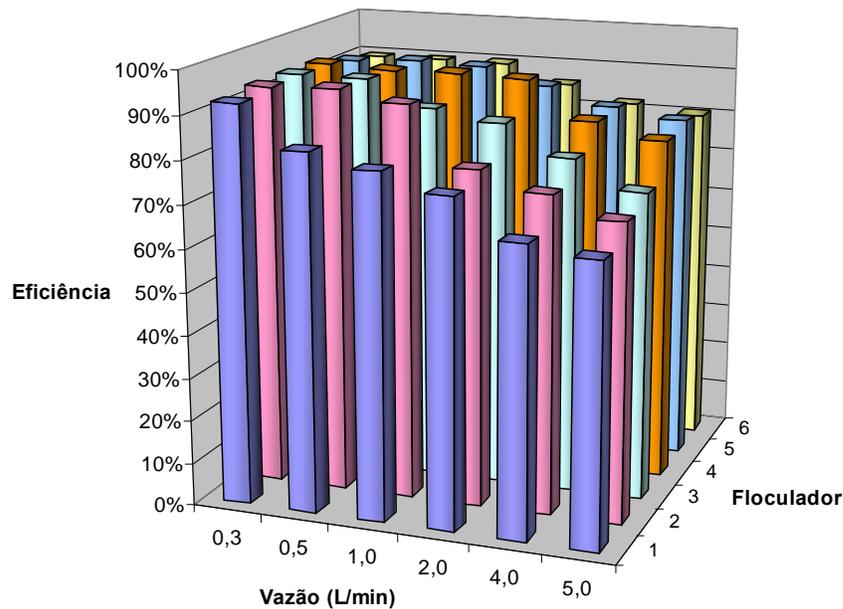


Figura 5.20. Eficiência de remoção de turbidez, de acordo com a vazão, para cada floclulador estudado.

De maneira geral pode-se observar na Figura 5.1 que as eficiências apresentadas foram bem variadas, tanto com a vazão quanto com o floclulador, indicando então que o desempenho deste tipo de reator é função não só da vazão, mas também das variáveis geométricas do reator.

As eficiências variaram entre 65% e 94%. Vale ressaltar, entretanto, que 44% dos flocluladores apresentaram eficiência maior ou igual à 90%, e 78% dos mesmos apresentaram eficiências maiores que 80%.

5.1.1. INFLUÊNCIA DA VAZÃO (Q) E TEMPO DE DETENÇÃO (T)

Como já apresentado, foram testadas as vazões de 0,3; 0,5; 1,0; 2,0; 4,0 e 5,0L/min. E, ainda observando a Figura 5.1 pode-se perceber que, para todas as configurações estudadas, o aumento da vazão provoca uma diminuição na eficiência do floclulador.

Vazões como 0,3, 0,5 e 1,0L/min não influenciam de maneira significativa no desempenho do floclulador tubular helicoidal, exceto para o FTH 1, que mostrou-se sensível à todas as variações de vazão.

Uma vez que todos os reatores possuem o mesmo volume, o aumento da vazão promove uma diminuição no tempo de detenção (T), como mostra a Figura 5.2.

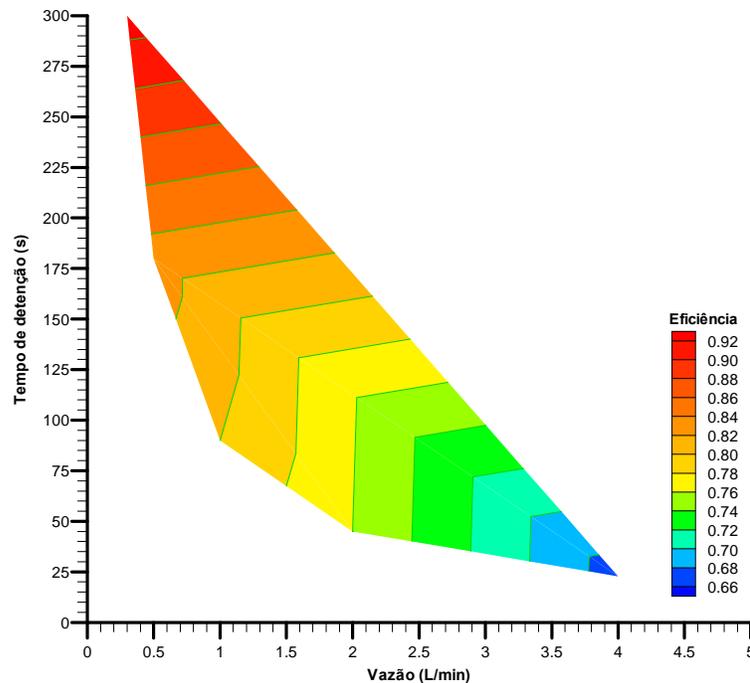


Figura 5.21. Relação entre a vazão (Q) e o tempo de detenção (T) com a Eficiência.

Como observa-se na Figura 5.2, quando a vazão é baixa (0,3 ou 0,5 L/min), ou seja, quando o tempo de detenção é alto, os flocladores estudados apresentam boas eficiências. Entretanto, à medida que a vazão aumenta, ou seja, o tempo de detenção diminui, a eficiência também diminui.

Sabendo que a perda de carga (h_f) é diretamente proporcional à vazão, tem-se então, que o aumento da perda de carga é prejudicial ao processo de floclação em reatores tubulares helicoidais (a relação entre perda de carga e eficiência será melhor discutida na seção 5.1.5).

A Figura 5.3, por sua vez, apresenta o comportamento da eficiência em função do tempo de detenção (T) para cada vazão estudada. E, como pode-se observar, quando o tempo de detenção é alto os flocladores apresentam boas eficiências e, além disso, com pouca variação entre eles, já que para a vazão de 0,3L/min os 06 (seis) flocladores estudados apresentaram, praticamente, a mesma eficiência. Da mesma maneira, à medida que o tempo de detenção diminui, a eficiência diminui, e, além disso, varia também em função da configuração do floclador.

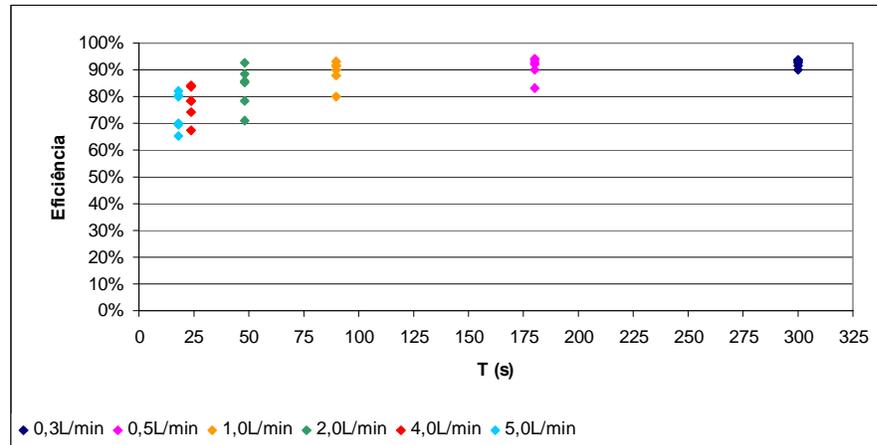


Figura 5.22. Influência do tempo de detenção (T) sobre a eficiência de remoção de turbidez, em função da vazão.

A variação da eficiência para um mesmo tempo de detenção ocorreu devido ao fato de que, para um mesmo T, 48 segundos, por exemplo, há variação de outros parâmetros como diâmetro do floculador ou diâmetro de enrolamento, o que acarreta variação na perda de carga e, conseqüentemente, no gradiente de velocidade e no número de Camp, que são importantes parâmetros de projeto de floculadores.

Como para $T=300s$ a vazão é bem baixa (0,3L/min) e, para esta condição de escoamento a variação de perda de carga devido à variação dos parâmetros geométricos é também insignificante, praticamente não há influência no processo de floculação, por isso a variação nos valores de eficiência para este caso foi, também, insignificante.

Destaca-se ainda que, mesmo um tempo de detenção de 18 segundos (o menor tempo de detenção estudado) foi suficiente para permitir boas eficiências de floculação, concordando com o encontrado por autores como Grohmann, Reiter e Wiesmann (1981), Carissimi (2003) e Pelissari (2006).

5.1.2. INFLUÊNCIA DA GEOMETRIA

Nesta seção está descrito como a eficiência se comporta à partir da variação dos parâmetros geométricos do floculador – diâmetro do floculador (d), diâmetro de enrolamento (D) e passo (p) – que, por sua vez, estão relacionados à curvatura e à torção.

A Figura 5.4 permite verificar a influência da variação do diâmetro do floclador (d) sobre a eficiência do processo de floclação, para cada vazão estudada.

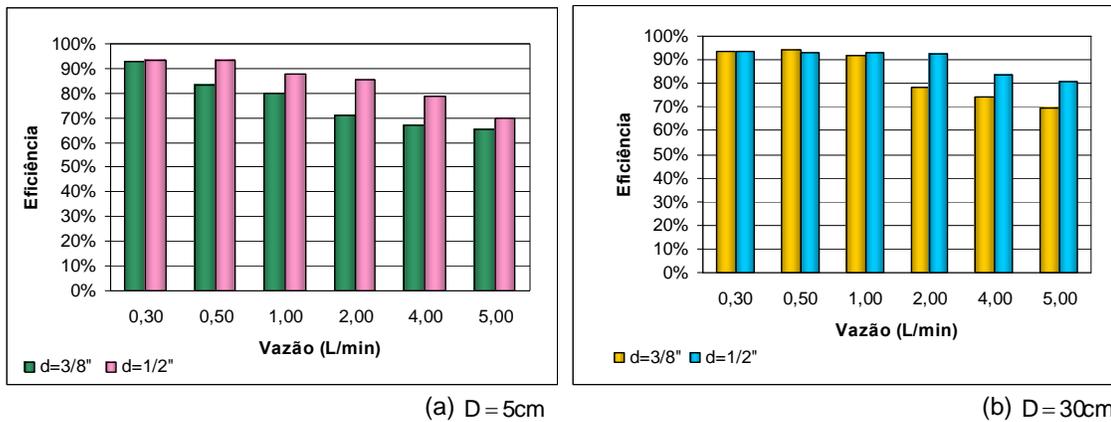


Figura 5.23. Influência da variação do diâmetro do floclador (d) sobre a eficiência de remoção de turbidez, em função da vazão.

A partir da análise da Figura 5.4, pode-se observar que, quando o diâmetro de enrolamento é 5cm (Figura 5.4a), o aumento do diâmetro do floclador de 3/8" para 1/2" melhora de maneira significativa (até 12%) a eficiência de floclação, com exceção da vazão de 0,3L/min, para a qual todos os reatores apresentaram, de maneira geral, a mesma eficiência. Entretanto, quando o diâmetro de enrolamento é de 30cm (Figura 5.4b) a variação do diâmetro interfere mais na eficiência quando as vazões são mais altas (2,0; 4,0 e 5,0L/min).

Já a influência da variação do diâmetro de enrolamento (D) pode ser observada na Figura 5.5, onde as eficiências de floclação foram graficadas de acordo com a vazão para os diâmetros de 3/8" e 1/2".

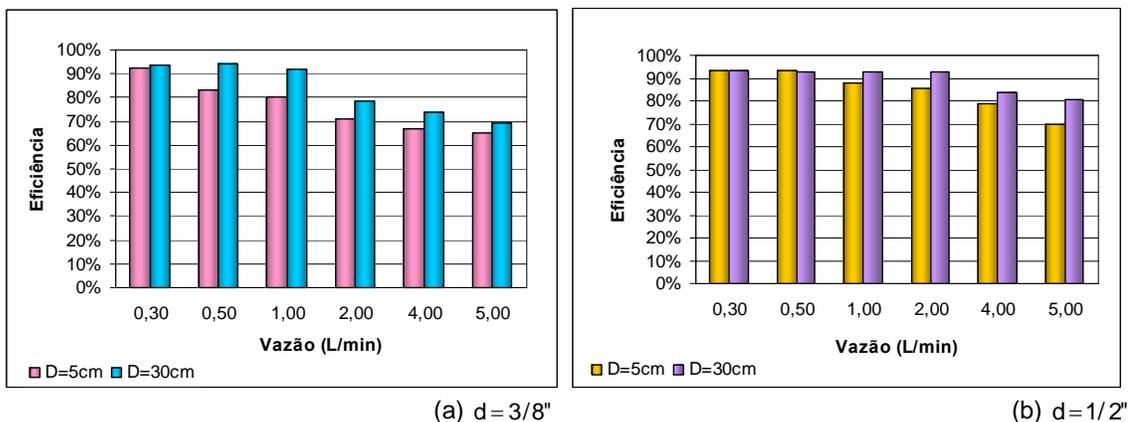


Figura 5.24. Influência da variação do diâmetro do enrolamento (D) sobre a eficiência de remoção de turbidez, em função da vazão.

Observa-se na Figura 5.5, que o aumento do diâmetro de enrolamento melhorou a eficiência da floculação, assim como o aumento do diâmetro do floculador. Entretanto, quando o diâmetro do floculador é de 3/8" (Figura 5.5a) esta melhoria é mais facilmente percebida.

Com o aumento do diâmetro do floculador e do diâmetro de enrolamento houve uma diminuição da perda de carga (h_f) e, conseqüentemente, do gradiente de velocidade e do número de Camp. Isto implica em uma menor probabilidade de choques, já que há uma menor quantidade de energia sendo fornecida ao sistema, e, portanto, sugere que melhores eficiências são obtidas nestas condições.

Vale ressaltar que, para os floculadores de 1/2" a perda de carga já é baixa e por isso as variações de eficiência apresentadas na Figura 5.5b não são tão representativas.

A Figura 5.6, por fim, relaciona para cada vazão a eficiência e a perda de carga obtidas com a variação do passo. Os floculadores utilizados para a confecção deste gráfico possuem diâmetro de 1/2" e enrolamento de 30cm.

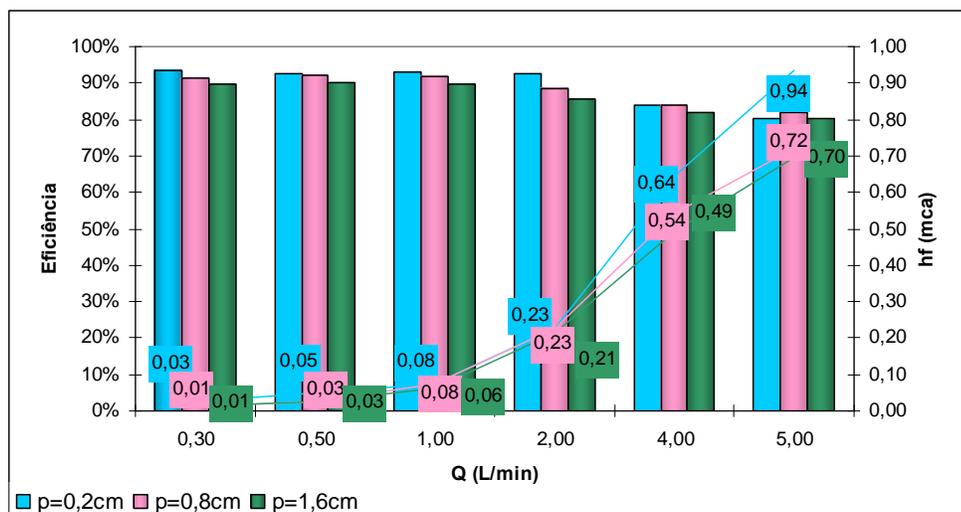


Figura 5.25. Influência da variação do passo (p) sobre a eficiência de remoção de turbidez, em função da vazão e da perda de carga (valores em destaque).

Ao contrário do que ocasionou o aumento do diâmetro do floculador e do diâmetro de enrolamento, percebe-se, na Figura 5.6, uma pequena queda na eficiência quando o parâmetro passo é aumentado.

Acredita-se que, como não houve variação significativa da perda de carga e, conseqüentemente, do gradiente e do número de Camp, a intensidade de mistura do sistema e a probabilidade de choques são, praticamente, as mesmas para os três valores de passo testados. Sendo assim, espera-se então um desempenho parecido para os três flocladores. Por isso, não foi possível determinar, com maior precisão, a influência da variação do passo sobre o processo de floclação.

Além disso, as diferenças obtidas com a variação do passo foram pequenas e próximas da faixa de erro dos experimentos. Portanto, para um melhor entendimento do comportamento da eficiência em função do passo, sugere-se a utilização de configurações onde seja possível obter variações de perda de carga mais significativas (menores diâmetros de flocladores ou menores diâmetros de enrolamento, por exemplo).

5.1.3. INFLUÊNCIA DA PERDA DE CARGA (hf)

Como já visto no Capítulo 3, perda de carga é a denominação dada à energia dissipada por um sistema que normalmente não é mais recuperada. Esta variável é extremamente importante, pois influencia diretamente na determinação do gradiente de velocidade.

A Figura 5.7 ilustra a influência da perda de carga sobre a eficiência da floclação, para as diferentes vazões estudadas.

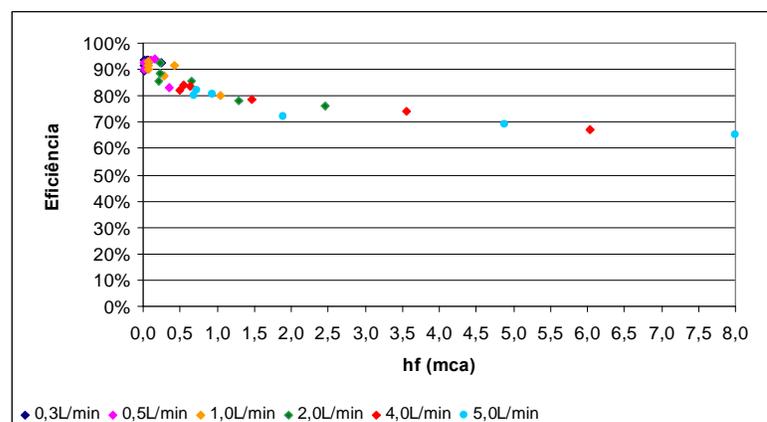


Figura 5.26. Influência da perda de carga (hf) sobre a eficiência de remoção de turbidez, em função da vazão.

Conclui-se observando a Figura 5.7 que as maiores eficiências ocorreram para os menores valores de perda de carga. E, à medida que a perda de carga aumenta, diminui-se a eficiência do processo. Entretanto, para os testes realizados não foi possível determinar quão baixa deve ser a perda de carga (valor limite) para que se tenha uma eficiência ótima.

Sabendo-se, ainda, da estreita relação existente entre a perda de carga e o gradiente de velocidade, a seguir tem-se ilustrado, na Figura 5.8, o comportamento da eficiência versus estes dois parâmetros.

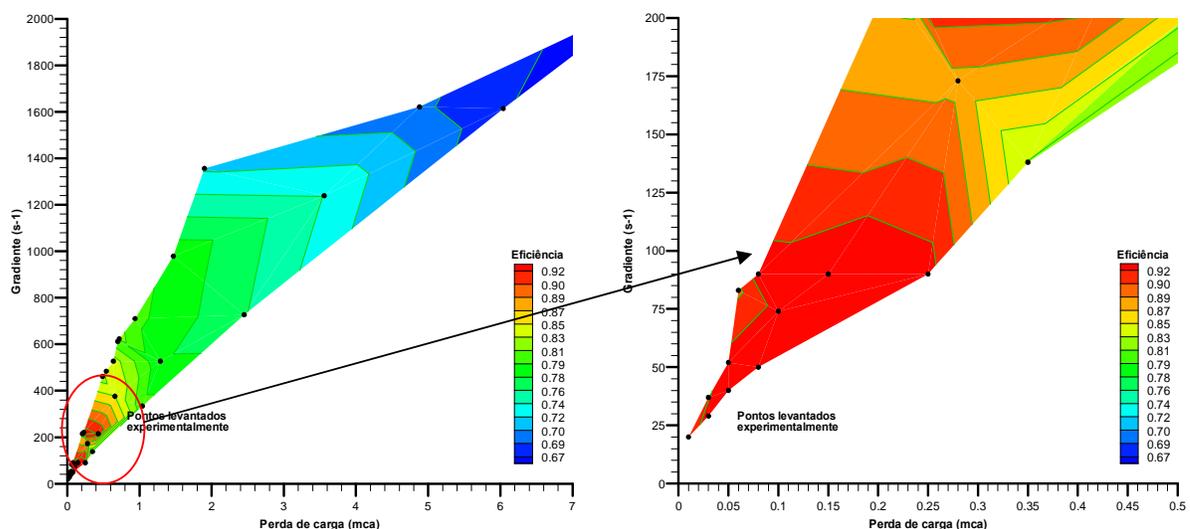


Figura 5.27. Relação entre a perda de carga (h_f) e o gradiente de velocidade (G) com a eficiência.

Pode-se perceber que para perdas de carga de até 0,30mca as eficiências são iguais ou maiores que 90%. Vale ressaltar ainda, que as menores perdas de carga ocorreram para as menores vazões, nos flocladores de maiores diâmetros e maiores diâmetros de enrolamento.

▪ Determinação da h_f

A perda de carga pode ser determinada experimentalmente, através da medição da diferença de pressão, ou teoricamente, pela aplicação da Equação a seguir, já apresentada no Capítulo 3, a Equação de Hagen-Poiseuille.

$$h_f = \frac{32\mu uL}{\rho g d^2} \quad (3.2)$$

Entretanto, segundo Hameed, Muhammed e Sapre (1985) e AL-Hashimi e Ashjyan (1989), no caso de tubos helicoidais a Equação de Poiseuille pode ser escrita em termos de comprimento equivalente (L_e):

$$h_f = \frac{32\mu u L_e}{\rho g d^2} \quad (5.1)$$

O comprimento equivalente (L_e), por sua vez, pode ser determinado pela relação proposta por Arfandy, em 1989 (Hameed, Muhammed e Sapre (1985) e AL-Hashimi e Ashjyan (1989)), apresentada na Figura 3.1, no Capítulo 3.

Sendo assim, em um primeiro momento, a perda de carga nos flocladores foi determinada teoricamente, a partir das expressões 5.1 e 5.2 e, posteriormente, foi determinada em laboratório. Na seqüência os valores determinados teoricamente foram comparados com os medidos, para verificação da aplicabilidade das Equações 5.1 e 5.2.

A Figura 5.9 apresenta a correlação entre os valores de perda de carga medidos e determinados pelas Equações 5.1 e 5.2.

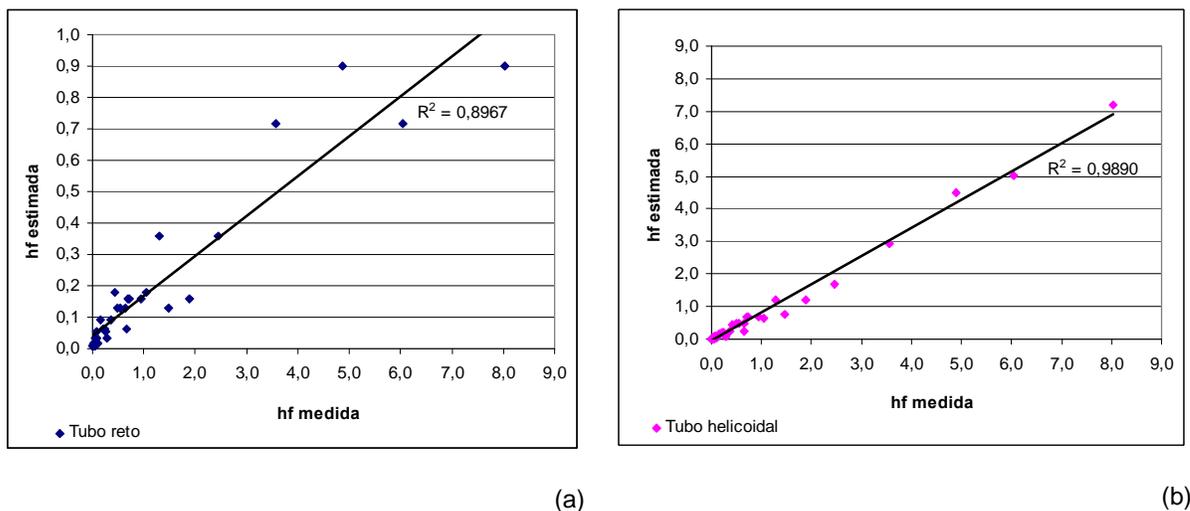


Figura 5.28. Correlação entre a perda de carga medida e estimada pelas Equações 5.1 (considerando o tubo reto) e Equação 5.2 (considerando o tubo helicoidal).

Analisando esta última figura, pode-se concluir que a Equação 5.2, que considera o reator sendo helicoidal, apresentou melhor correlação com os valores de perda de

carga medidos, 0,9890. Apesar de considerar apenas o raio de enrolamento e não considerar o passo, confirmando, mais uma vez, a insignificância deste parâmetro no estudo da floculação em reatores tubulares helicoidais, seja independentemente ou na definição de algum parâmetro, como a torção ou o número de Germano.

Apesar de, na Figura 5.9a o coeficiente de correlação ser bem razoável 0,8967, é notório que a determinação da perda de carga em reatores helicoidais é bem maior comparada à perda de carga em reatores retos, visto que a Equação 5.1 subestima os valores de perda de carga em até, aproximadamente 10 vezes.

A Figura 5.10, a seguir, apresenta os valores absolutos de perda de carga medida e determinada teoricamente.

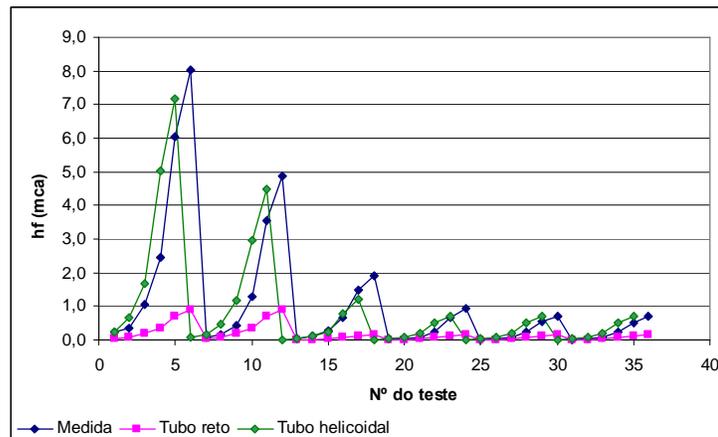


Figura 5.29. Perdas de carga medidas e determinadas teoricamente pelas Equações 5.1 (tubo reto) e 5.2 (tubo helicoidal).

Analisando a Figura 5.10, percebe-se claramente que ambos os métodos teóricos (Métodos 01 e 02, Tabela 4.4) subestimam a perda de carga. Sendo que, se a perda de carga em um reator helicoidal for calculada à partir de métodos aplicáveis à tubos retos o erro de estimação será consideravelmente elevado.

Ressalta-se, por fim, a importância da verificação da aplicação das Equações 5.1 e 5.2 no estudo de reatores tubulares helicoidais, dada a dificuldade de se encontrar na literatura expressões para o cálculo da perda de carga nos reatores tratados neste trabalho.

5.1.4. INFLUÊNCIA DO GRADIENTE (G)

Como já visto no Capítulo 3, o gradiente de velocidade é um parâmetro de extrema importância no dimensionamento de flocladores, pois à ele está associada a quantidade de energia ou a intensidade de mistura do sistema, o que é fundamental no processo de floculação, já que este permitirá ou não que as partículas, desestabilizadas durante a coagulação, se agreguem.

A Figura 5.11 apresenta a variação da eficiência em função do gradiente de velocidade, de acordo com a vazão.

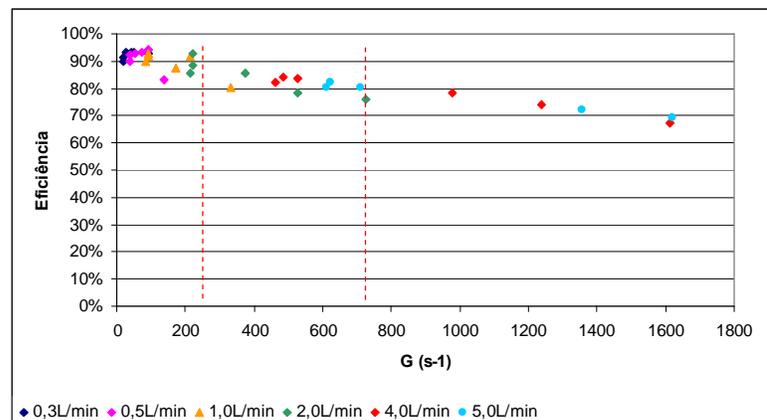


Figura 5.30. Influência do gradiente de velocidade (G) sobre a eficiência de remoção de turbidez, em função da vazão.

Como pode-se perceber, pela análise da Figura 5.11, a eficiência de floculação é inversamente proporcional ao gradiente de velocidade, uma vez que, à medida que este aumenta, a eficiência decresce.

Além disso, pode-se visualizar também que existe uma faixa ótima de gradiente ($G < 200 \text{ s}^{-1}$) onde a eficiência do processo de floculação gira em torno de 80 e 90%. Entretanto, ressalta-se que as eficiências de 90% foram obtidas, em sua grande maioria, para gradientes abaixo de 100 s^{-1} .

Já, para valores de gradiente entre 200 e 700 s^{-1} a eficiência de remoção de turbidez ficou por volta de 80%. E, por fim, à partir de 700 s^{-1} as eficiências obtidas se encontram abaixo de 80%.

Ainda à respeito da Figura 5.11, destaca-se que, para que o gradiente seja no máximo 100s^{-1} , a perda de carga deve ser menor que $0,25\text{mca}$ (neste estudo). E, que, todas as eficiências obtidas dentro desta faixa de gradiente foram para vazões de até $1,0\text{L/min}$. Ou seja, para as configurações estudadas, vazões superiores a $1,0\text{L/min}$ acarretam maiores perda de carga e, conseqüentemente, gradientes além de 100s^{-1} , o que prejudica a eficiência do processo de floculação.

Já a Figura 5.12 apresenta a relação do tempo de detenção e do gradiente com a eficiência.

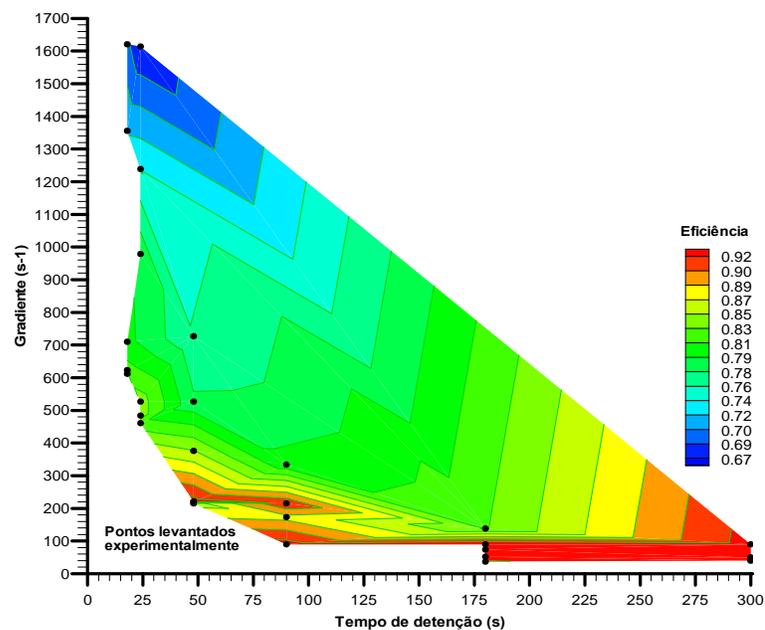


Figura 5.31. Relação entre o tempo de detenção (T) e o gradiente de velocidade (G) com a eficiência.

Pela análise da Figura 5.12 conclui-se que, para a obtenção de eficiências próximas à 90%, quando o tempo de detenção for grande (entre 200 e 300s, por exemplo), o gradiente deve ser baixo (no máximo 100s^{-1}). Todavia, utilizando-se tempos de detenção menores (por exemplo, entre 50 e 100s), o gradiente deverá ser alto (até 300s^{-1}).

Sendo assim, sabendo que o produto entre o gradiente de velocidade e o tempo de detenção resulta no número de Camp, concluiu-se pelo parágrafo anterior que, para um bom desempenho do floculador, o número de Camp deve ser mantido dentro de uma faixa específica. Já que, para uma boa performance do mesmo quando o T for baixo o G deve ser alto, e quando T for alto o G deverá ser baixo. A influência do

número de Camp no processo de floculação em reatores tubulares helicoidais será discutida com mais detalhes na seqüência deste capítulo.

Acerca da relação entre eficiência de floculação e gradiente de velocidade, para os floculadores tubulares helicoidais, autores como Grohmann, Reiter e Wiesmann (1981), Vigneswaran e Setiadi (1985) e Elmaleh e Jabbouri (1991), trataram de gradientes até 200s^{-1} e obtiveram eficiências satisfatórias com gradientes nesta faixa, principalmente para valores menores que 100s^{-1} , assim como o obtido neste estudo.

Já Pelissari (2006) trabalhou com valores de gradiente até 1700s^{-1} , entretanto os floculadores que apresentaram melhores eficiências possuíam gradientes de velocidade entre 28 e 114s^{-1} .

Os resultados encontrados neste estudo, no que diz respeito à influência do gradiente de velocidade sobre a eficiência de remoção de turbidez, além de concordar com o encontrado na literatura para floculadores tubulares helicoidais, também condiz com o sugerido para os floculadores convencionais, os chicanados.

Por fim, novamente conclui-se que, para um bom desempenho do floculador tubular helicoidal a quantidade de energia fornecida ao processo de floculação deve ser baixa. Ou seja, baixa perda de carga e, conseqüentemente, baixos gradientes (preferencialmente, até 100s^{-1}), pois à medida que este aumenta, a intensidade de mistura do sistema também aumenta, ocorrendo, então, a quebra de flocos ou a sua não formação, devido à maior intensidade de choque entre as partículas.

Segundo Sartori (2006), os reatores tubulares helicoidais apresentam uma constância nos valores médios de gradiente de velocidade, desfavorecendo a quebra de flocos formados. Ao contrário dos reatores chicanados onde o escoamento é forçado a seguir por um longo trecho retilíneo, de baixos valores de G, e mudar de direção abruptamente, o que ocasiona um aumento repentino no valor deste parâmetro (Haarhof e Van der Walt (2001), Salgado (2006)).

A Figura 5.13, a seguir, ilustra claramente o comportamento da eficiência em função do gradiente de velocidade. Além disso, relaciona estas variáveis por uma equação exponencial indicando o ajuste entre os dados pelo fator de correlação.

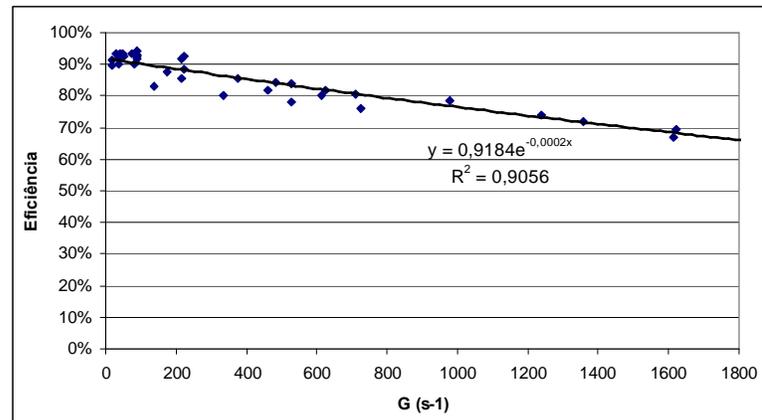


Figura 5.32. Correlação entre o gradiente de velocidade (G) e a eficiência de remoção de turbidez.

No gráfico apresentado pela Figura 5.13 observa-se que a curva ajustada entre os pontos possui um coeficiente de determinação de 0,9056. Além disso, relacionando os valores de eficiência medidos com os calculados pela equação proposta na Figura 5.13 obtém-se um erro relativo médio de 3%. Sendo que 89% das aproximações apresentaram erros inferiores à 3%. Isto significa que parece existir uma boa correlação entre a eficiência e o gradiente de velocidade, tornando a relação entre esses parâmetros um bom instrumento de auxílio ao projeto de flocladores helicoidais.

▪ Determinação do G

A partir da determinação da perda de carga é possível se determinar também o gradiente de velocidade.

A Figura 5.14 apresenta a correlação entre os gradientes de velocidade, determinados à partir dos valores de perda de carga calculados pelas Equações 5.1 e 5.2, com os gradientes determinados pela perda de carga medida em laboratório.

Da mesma maneira como concluído para a perda de carga, na Figura 5.14 observa-se que quando a perda de carga é calculada considerando que o tubo seja helicoidal o gradiente de velocidade determinado por esta perda de carga também se aproxima mais daquele que acontece na prática ($R^2=0,9903$).

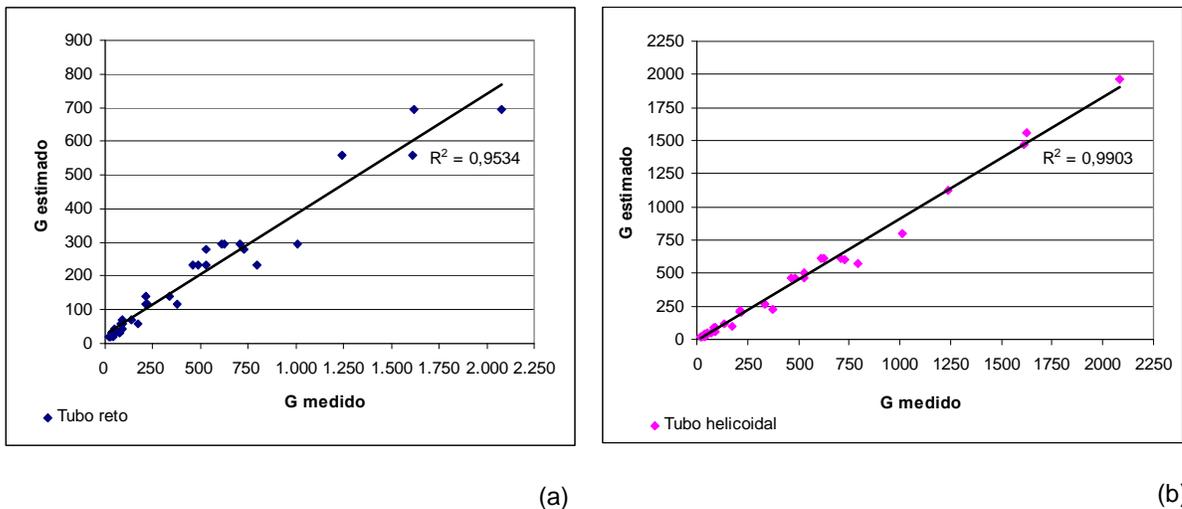


Figura 5.33. Correlação entre o gradiente de velocidade medido e calculado à partir da perda de carga determinada pela Equação 5.1 (para tubo reto) e Equação 5.2 (para tubo helicoidal).

No caso na Figura 5.14a (tubos retos), independente da correlação apresentada, os valores de G estimados diferem significativamente daqueles calculados, apresentando um erro relativo médio de aproximadamente 47%. Enquanto que, para a Figura 5.14b (tubos helicoidais) o erro relativo médio obtido foi de 10%.

A Figura 5.15, a seguir, apresenta os valores absolutos de gradiente de velocidade medido e determinado teoricamente.

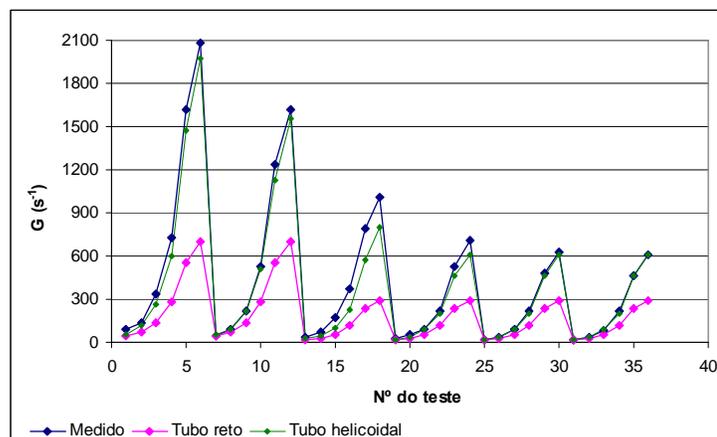


Figura 5.34. Gradientes de velocidade medidos e determinados teoricamente à partir das perdas de carga calculadas pelas Equações 5.1 (tubo reto) e 5.2 (tubo helicoidal).

Analisando a Figura 5.15, percebe-se claramente que ambos os métodos teóricos subestimam o gradiente, assim como observado para perda de carga na Figura

5.10. Entretanto, o ajuste entre os gradientes medidos e determinados teoricamente, considerando-se a tubulação helicoidal, é também notório. Todavia, caso o gradiente de velocidade em um reator helicoidal seja calculado a partir da perda de carga determinada por equações aplicáveis a tubos retos o erro de estimação será consideravelmente elevado.

5.1.5. INFLUÊNCIA DO NÚMERO DE CAMP (CA)

O número de Camp é dado pelo produto do gradiente de velocidade pelo tempo de detenção, e como já visto, fornece uma medida adimensional para a oportunidade de choques entre as partículas presentes no meio. Enquanto o gradiente de velocidade condiciona a intensidade de mistura do sistema, o tempo de detenção, por sua vez, determina o intervalo de tempo em que as partículas ficarão sujeitas à este gradiente.

Na seqüência, a Figura 5.16 relaciona a eficiência de remoção de turbidez com o número de Camp.

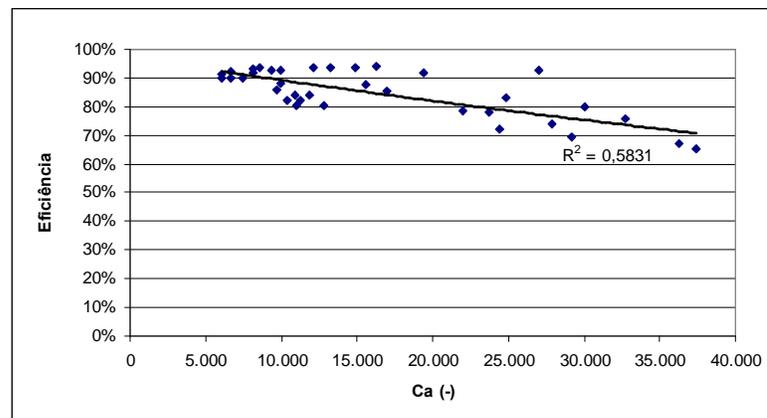


Figura 5.35. Correlação entre o número de Camp (Ca) e a eficiência de remoção de turbidez.

Apesar da dispersão dos dados, conclui-se pela análise da Figura 5.16 que, para os valores de Camp até 20.000 obteve-se eficiências acima de 80%. À partir de 20.000, entretanto, o aumento do número de Camp parece promover uma diminuição da eficiência de floculação.

Sabendo que o número de Camp é função do gradiente e do tempo de detenção e, tendo em vista que o ajuste de tais parâmetros com a eficiência medida foi, respectivamente, 0,9056 e 0,4215 (Figura 5.17), conclui-se que a baixa correlação

para os valores de Camp com a eficiência ($R=0,5831$, Figura 5.16) foi devido à também baixa correlação entre o tempo de detenção e a eficiência. Já que, como já apresentado na seção 5.1.7, para um mesmo tempo de detenção observou-se diferentes eficiências, devido à variação de outros parâmetros, como diâmetro do floculador, por exemplo, o que acarretou variação na perda de carga e, conseqüentemente, na eficiência da floculação.

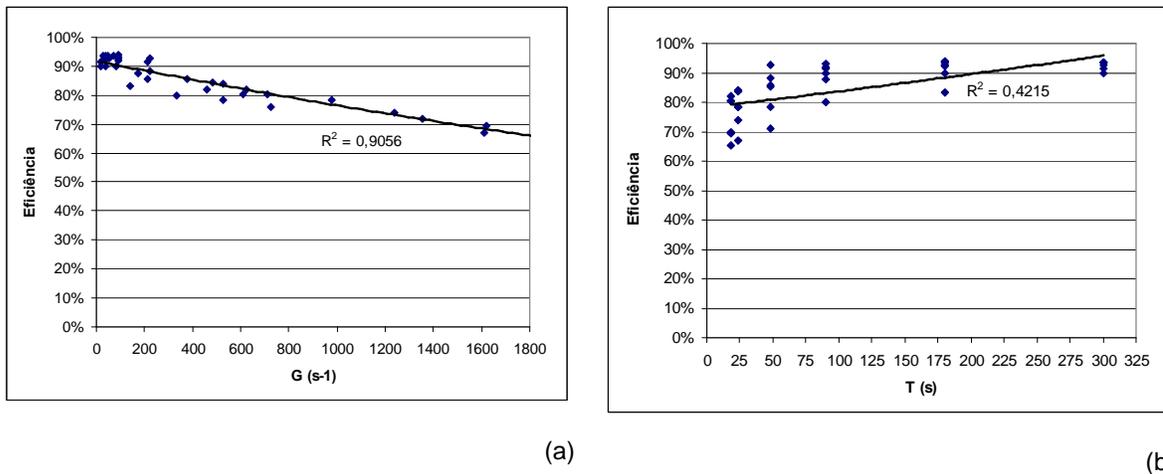


Figura 5.36. Correlação entre o gradiente e a eficiência (a) e o tempo de detenção e a eficiência (b).

A Figura 5.18, por sua vez, relaciona o número de Camp e o gradiente com a eficiência. E, analisando a mesma, observa-se, da mesma maneira que para a Figura 5.16, que a faixa ótima de Camp variou de 5.000 à 20.000, sendo que para estes valores o gradiente não deve ultrapassar o valor de $200s^{-1}$.

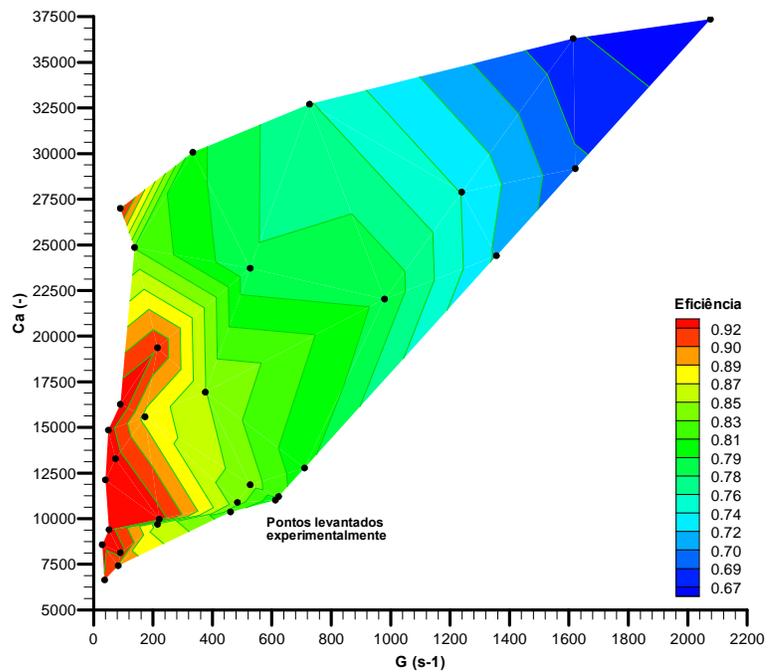


Figura 5.37. Relação entre o gradiente de velocidade (G) e o número de Camp (Ca) com a eficiência.

Esta figura é importante, pois ressalta a necessidade de se avaliar Camp em conjunto com outros parâmetros, neste caso o gradiente. Já que mostra que, não necessariamente mantendo-se Camp até 20.000 a eficiência obtida será boa, próxima à 90%.

Acredita-se que, para situações onde o número de Camp seja maior que 20.000 e o gradiente maior que $200s^{-1}$, o choque entre as partículas a serem coaguladas é demasiado, o que acaba promovendo a quebra dos flocos.

Já na Figura 5.19, que apresenta o comportamento da eficiência em relação à Camp e ao tempo de detenção, observa-se justamente o contrário da Figura 5.18.

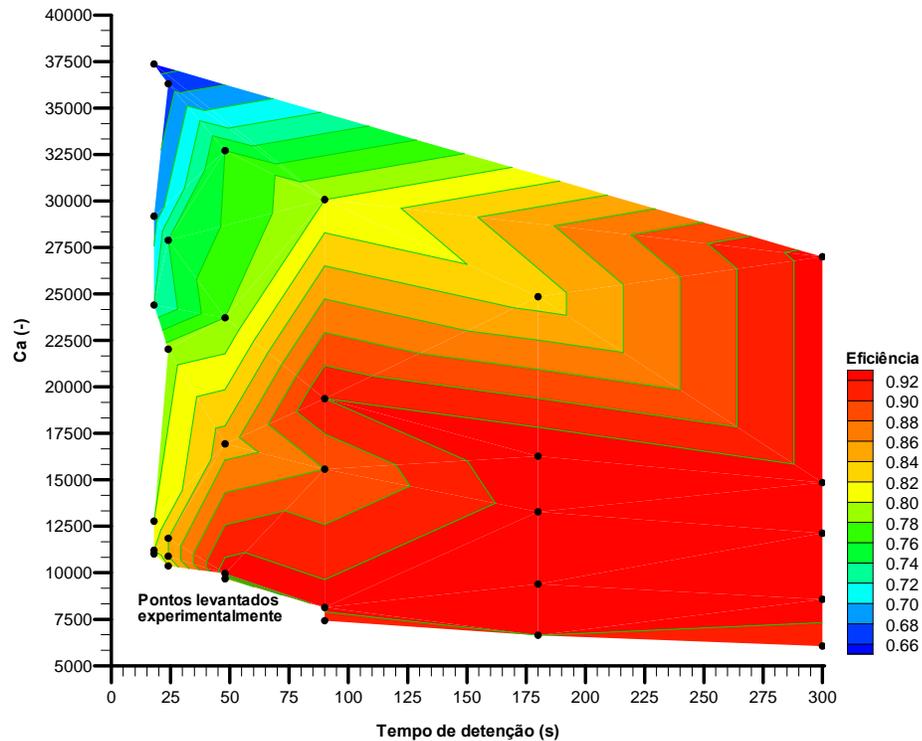


Figura 5.38. Relação entre o tempo de detenção (T) e o número de Camp (Ca) com a eficiência.

Analisando esta última figura, percebe-se que independente do tempo de detenção, se o número de Camp for, aproximadamente, menor que 20.000, a eficiência será boa.

Portanto, comparando-se as Figuras 5.18, que relaciona Ca e G, e 5.19, que relaciona Ca e T, conclui-se que o gradiente influencia o número de Camp mais significativamente do que o tempo de detenção e, conseqüentemente, influencia mais também na eficiência.

Grohmann, Reiter e Wiesmann (1981) obtiveram em seus estudos de flocladores tubulares helicoidais que para valores de Camp próximos à 2.000, a redução na turbidez já era mais que suficiente, 95%.

Já Hameed, Muhammed e Sapre, em 1995, comparando o desempenho do jartest com o floclador helicoidal, observaram que enquanto o jartest apresentou 70% de remoção máxima de turbidez, para $Ca = 25.800$, o floclador helicoidal conseguiu remover 64% da turbidez, quando $Ca = 5.075$. Ou seja, o floclador tubular helicoidal conseguiu remover tão bem a turbidez quanto o jartest, necessitando,

contudo, de menor energia, o que implica em um menor gradiente de velocidade e menor tempo de detenção.

Os resultados obtidos neste estudo concordam com os encontrados por Pelissari (2006), que também observou maiores eficiências para números de Camp menores de 20.000.

Vale ressaltar, entretanto, que, para os flocladores tradicionais, a literatura (Camp (1953), Campos e Povinelli (1987) e Netto (1987), Elmaleh e Jabbouri (1991) e Bhargava e Ojha (1993)) recomenda a utilização de números de Camp de 10.000 à 200.000, para uma boa floclação, ou seja, comparando o floclador tubular helicoidal com os tradicionais, estes últimos necessitam de uma maior quantidade de energia para floclação.

5.1.6. INFLUÊNCIA DO NÚMERO DE REYNOLDS (RE)

O número de Reynolds é extremamente importante neste estudo, uma vez que, dá um indicativo do regime de escoamento, isto é, se ele é laminar ou turbulento, além de ser adimensional, o que facilita a comparação de dados.

A Figura 5.20 apresenta a influência do número de Reynolds sobre a eficiência da floclação para os 06 flocladores testados. Vale ressaltar que, para cada floclador são observados seis valores de Re, um para cada vazão estudada, já que á medida que aumenta-se a vazão, aumenta-se também o número de Reynolds. Entretanto, destaca-se o fato de o número de Reynolds variar apenas em função da velocidade de escoamento e do diâmetro de floclador, não sofrendo nenhuma alteração quando o passo ou o diâmetro de enrolamento são alterados. Por isso, pode-se observar, na Figura 5.20, que para um mesmo número de Reynolds há associado mais de um valor de eficiência.

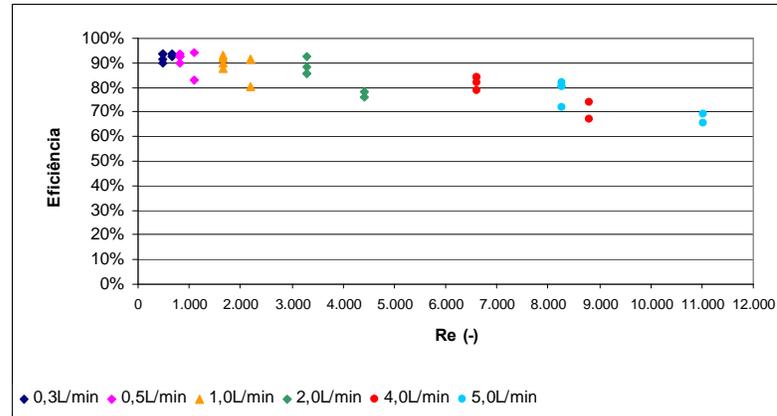


Figura 5.39. Influência do número de Reynolds (Re) sobre a eficiência de remoção de turbidez, em função da vazão.

De modo geral, observa-se na Figura 5.20 que o aumento de Reynolds promove uma diminuição na eficiência. Entretanto, percebe-se ainda que para Reynolds menores que 3.000 os valores de eficiência ficam por volta de 90%.

Como já se sabe, a magnitude do número de Reynolds indica o regime de escoamento do sistema, quanto maior Re, maior a turbulência do escoamento e maior, portanto, o nível de energia do sistema. Sendo assim, acredita-se que a eficiência de floculação diminui com o aumento de Re devido ao aumento dos níveis de energia o que acaba por causar a ruptura dos flocos formados ou até mesmo prejudica a sua formação, da mesma maneira que o aumento do gradiente e do número de Camp.

Na seqüência tem-se a Figura 5.21, que vem ilustrar a relação obtida neste estudo entre o número de Reynolds e o número de Camp com a eficiência. E, novamente observa-se que o número de Reynolds deve ser, aproximadamente, menor que 3.000 para uma boa floculação, já que, pode-se delimitar como zona ótima para floculação a região compreendida entre Reynolds até 3.000 e Camp até, aproximadamente, 20.000.

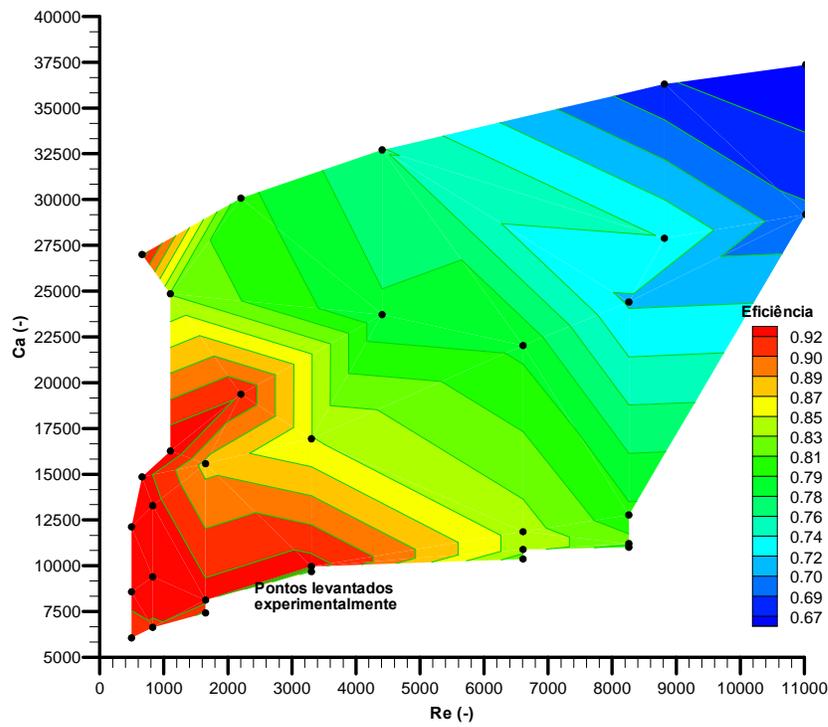


Figura 5.40. Relação entre o número de Reynolds (Re) e o número de Camp (Ca) com a eficiência.

O mesmo conclui-se para a relação Reynolds, gradiente de velocidade e eficiência, ilustrada na figura 5.22.

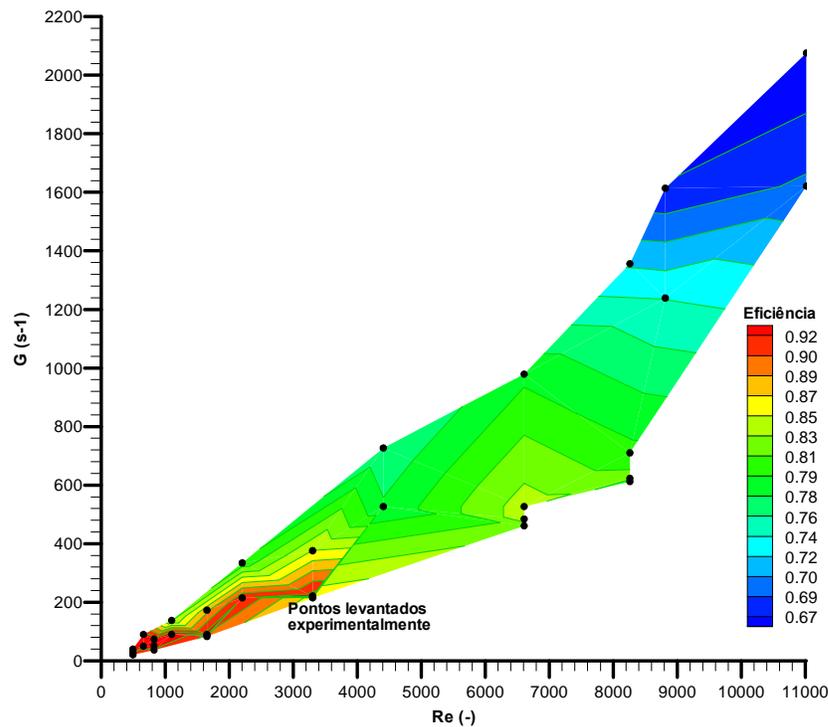


Figura 5.41. Relação entre o número de Reynolds (Re) e o gradiente (G) com a eficiência.

Para que se obtenha eficiências iguais ou maiores que 90% o número de Reynolds deve ser menor que 3.000, enquanto que o gradiente não deve ultrapassar o valor de $200s^{-1}$.

Portanto, os resultados mostraram que, mesmo sob um regime de escoamento mais comportado, o floculador tubular helicoidal apresenta uma ótima dissipação da energia, necessitando então, de baixos números de Reynolds para uma boa floculação.

A conclusão obtida neste estudo concorda com os poucos autores que arriscaram afirmar alguma coisa sobre a relação entre eficiência de floculação e número de Reynolds, como Grohmann, Reiter e Wiesmann (1981), que observaram a diminuição da eficiência com o aumento de Reynolds, a mesma conclusão de Pelissari (2006), apesar da dispersão de seus dados.

5.1.7. INFLUÊNCIA DO NÚMERO DE DEAN (Dn)

Assim como o número de Reynolds caracteriza a natureza do escoamento, longitudinal, de um fluido, a partir dos estudos de Dean, White (1929), segundo Austin e Seader (1973), descreveu um parâmetro adimensional que caracteriza a magnitude do movimento secundário de um escoamento através de um toróide. Lembrando que o escoamento secundário é uma característica peculiar dos reatores helicoidais devido à ação da força centrífuga.

Na Figura 5.23 foi graficada a relação encontrada entre a eficiência e número de Dean.

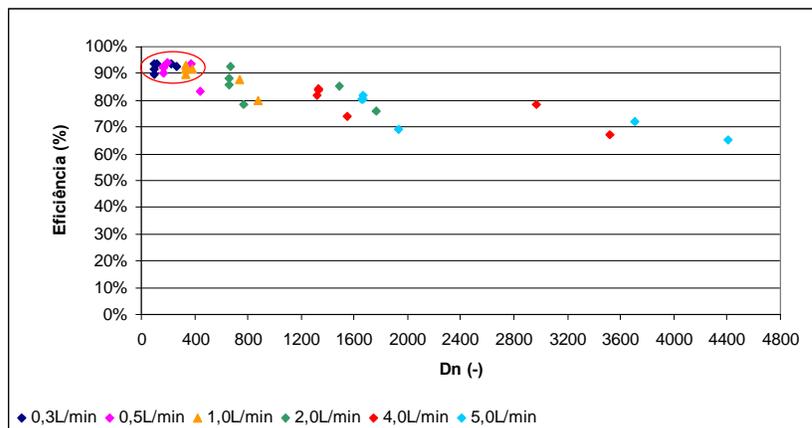


Figura 5.42. Influência do número de Dean (Dn) sobre a eficiência de remoção de turbidez, em função da vazão.

Pode-se observar nesta última figura que as melhores eficiências (90%) ocorreram para os menores números de Dean, aproximadamente, para valores abaixo de 400. A partir deste valor, entretanto, os dados estão um pouco dispersos, não podendo-se afirmar que certamente a eficiência decresce com o aumento de Dean, apesar de, de modo geral, este comportamento ser percebido.

Sabendo que o número de Dean é função da curvatura (κ) e do número de Reynolds, a seguir, tem-se uma discussão acerca de a relação destes parâmetros com a eficiência de floculação.

Na Figura 5.24, que relaciona a eficiência de floculação em função da curvatura e do número de Dean, percebe-se que independente da curvatura, se o número de Dean for baixo (comparado ao máximo valor testado), no máximo 400, a eficiência ficará por volta de 90%. O mesmo acontece para as outras faixas de Dean, entre 400 e 2000, e acima de 2000, a variação da curvatura praticamente não interfere no resultado final da eficiência.

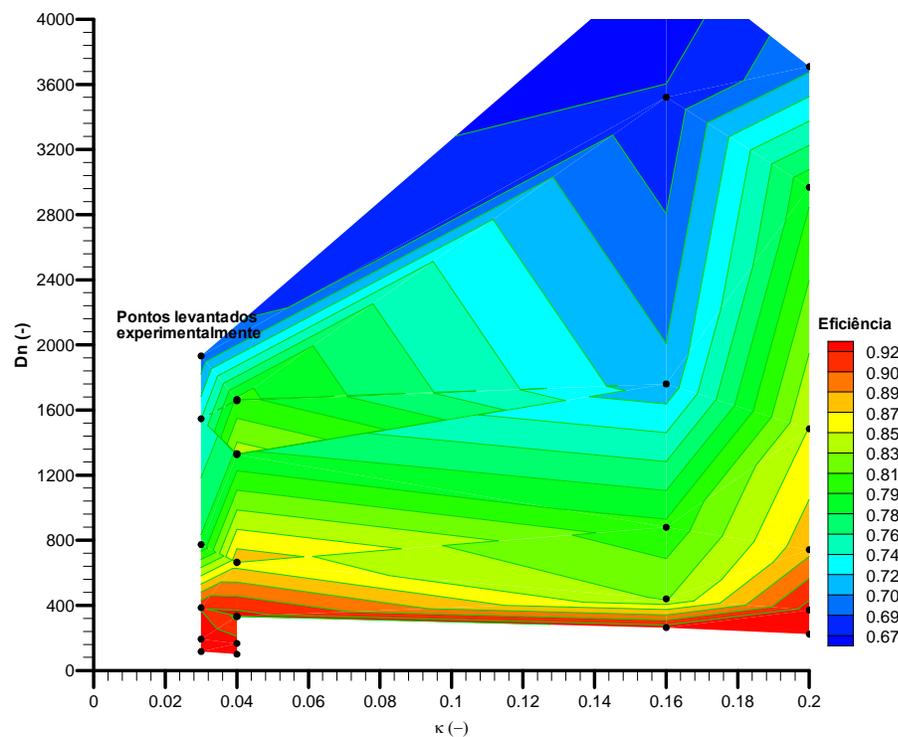


Figura 5.43. Relação entre a curvatura (κ) e o número de Dean (Dn) com a eficiência.

Já na Figura 5.25, tem-se a representação da relação entre a eficiência, Dean e Reynolds.

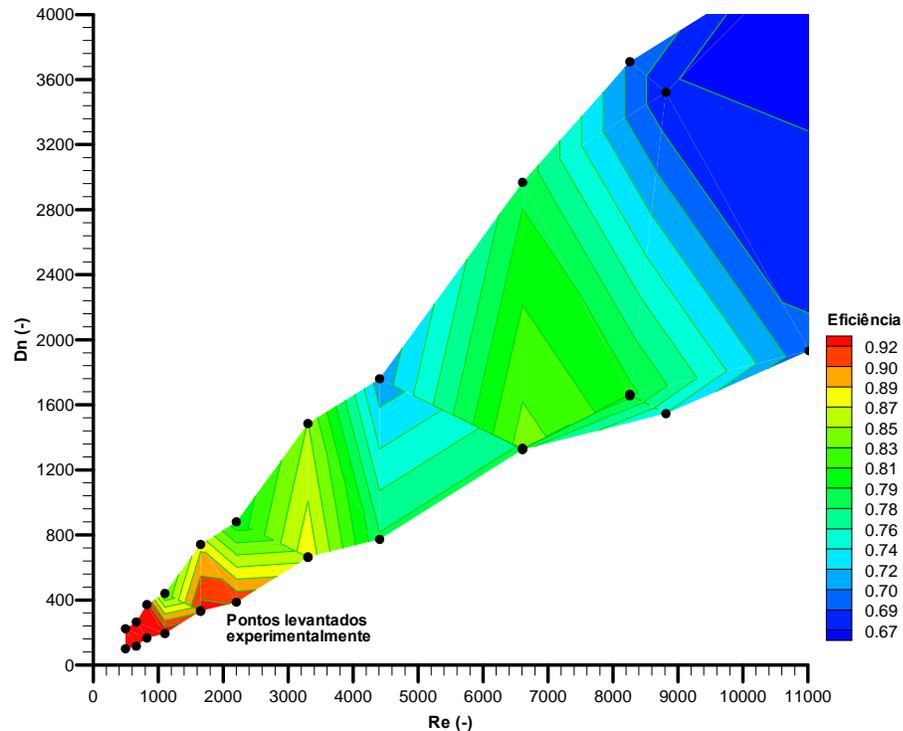


Figura 5.44. Relação entre o número de Reynolds (Re) e o número de Dean (Dn) com a eficiência.

Diferentemente do observado para a relação entre curvatura, número de Dean e eficiência, neste caso, tem-se que a eficiência da floculação varia não só com o aumento de Dean, mas também com o aumento de Reynolds. Como se observa na Figura 5.25 à medida que os números de Dean e Reynolds aumentam, a eficiência diminui.

A maior influência de Reynolds do que da curvatura pode ser devida as diferentes ordens de grandeza apresentada por estes parâmetros. Enquanto o número de Reynolds tem ordem de grandeza de 3, a curvatura tem ordem de grandeza de -1 e até -2, ou seja de 4 a 5 vezes menor.

Os resultados encontrados neste estudo concordam com os encontrados por Pelissari (2006), quando constata que a eficiência é melhor para menores valores de Dean. Entretanto, segundo Pelissari (2006) para valores de Dean abaixo de 700 é possível se obter boas eficiências, enquanto que neste estudo isto foi observado para números de Dean menores que, aproximadamente, 400.

5.1.8. INFLUÊNCIA DO NÚMERO DE GERMANO (Gn)

Em tubulações helicoidais, além do efeito de curvatura existe também o efeito de torção (τ), que é introduzido ao se transformar um toróide em um helicóide.

A partir dos estudos de Germano (1982, 1989), um dos primeiros pesquisadores a estudar o efeito da torção sob o escoamento em tubos helicoidais, alguns autores passaram a utilizar, um parâmetro denominado número de Germano (Gn), para quantificar o efeito da torção sob o escoamento.

A Figura 5.26 apresenta as eficiências de remoção de turbidez em função do número de Germano.

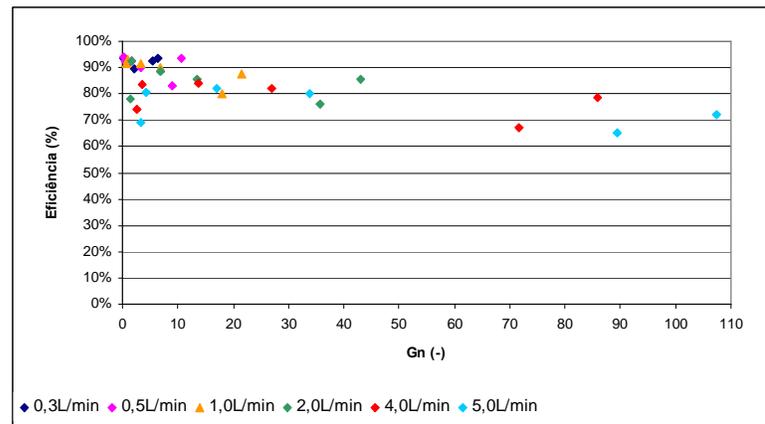


Figura 5.45. Influência do número de Germano (Gn) sobre a eficiência de remoção de turbidez, em função da vazão.

Como não se pode afirmar nenhum comportamento específico para a influência do número de Germano sobre a eficiência e, sabendo que este parâmetro é função de Reynolds e da torção, a seguir tem-se as seguintes relações: Reynolds, número de Germano e eficiência (Figura 5.27) e torção, número de Germano e eficiência (5.28).

Analisando a Figura 5.28, apresentada a seguir, tem-se que, independente da torção, quando o número de Germano é, aproximadamente, menor que 10, as eficiências ficam por volta de 90%, diminuindo gradativamente à medida que este número é aumentado.

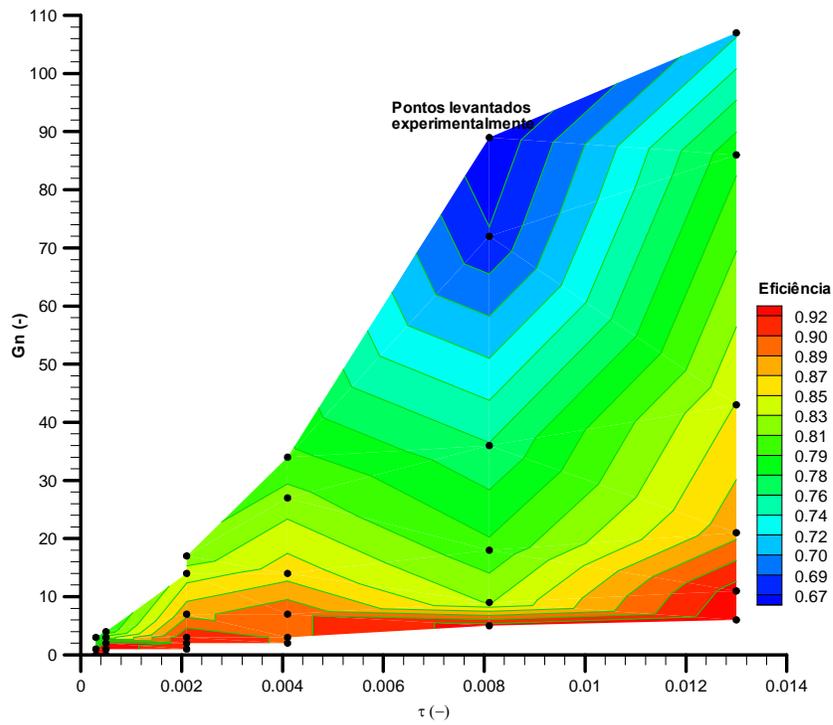


Figura 5.46. Relação entre a torção (τ) e o número de Germano (Gn) com a Eficiência.

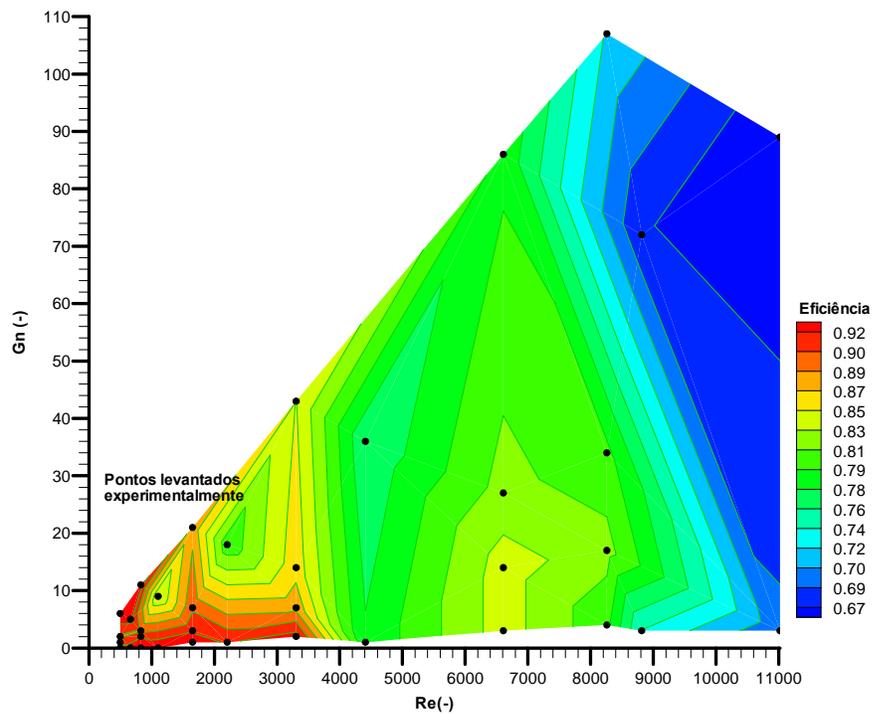


Figura 5.47. Relação entre os números de Reynolds (Re) e o número de Germano (Gn) com a eficiência.

Já na Figura 5.28, tem-se, novamente, melhores eficiências para números de Germano abaixo de 10 e números de Reynolds menores que 3.000, valor este já apresentado em análises anteriores.

Portanto, como observado para a relação entre curvatura e número de Dean, aqui a influência da torção sobre a eficiência também é insignificante, principalmente se comparada com a influência exercida pelo número de Reynolds. Neste caso, entretanto, a torção chega a apresentar uma ordem de grandeza 6 vezes menor que a apresentada pelo número de Reynolds.

A Figura 5.29 apresenta, por sua vez, a correlação obtida entre o número de Dean e a eficiência (Figura 5.29a) e entre o número de Germano e a eficiência (Figura 5.29b).

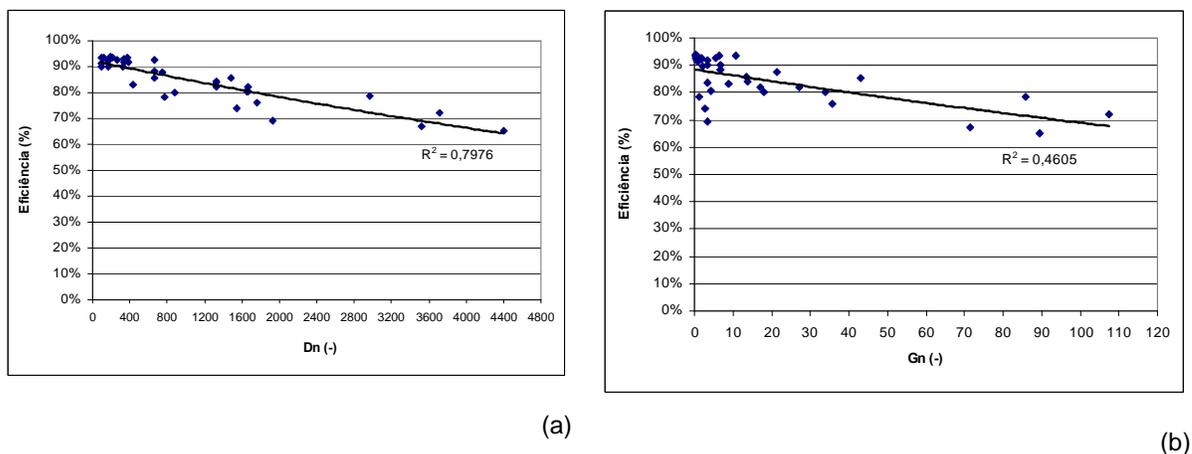


Figura 5.48. Correlação entre o número e Dean e a eficiência (a) e o número de Germano e a eficiência (b).

De acordo com o apresentado na figura acima, a correlação existente entre Dean e Germano com a eficiência é de 0,7976 e 0,4605, respectivamente.

Como já apresentado, o número de Dean é função da curvatura que, por sua vez, é função do raio de enrolamento. Já o número de Germano, é função da torção que, por sua vez, é função do passo. Acredita-se que a diferença observada entre os coeficientes de determinação de Dean e Germano com a eficiência, seja devida à diferente influência que os parâmetros raio de enrolamento e passo exercem sobre a eficiência.

Como já apresentado na seção 5.1.2, que trata da influência da geometria do flocculador sobre a eficiência do processo, é claro o comportamento da eficiência em função da variação do raio de enrolamento (Figura 5.5). Já no que diz respeito ao passo (Figura 5.6), a influência deste parâmetro foi mínima.

Entretanto, mesmo o número de Germano não sendo tão correlacionado com a eficiência, quanto o número de Dean, a Figura 5.30 mostra que ambos os números afetam o processo de floculação, delimitando como zona ótima para o processo, a região compreendida entre $G_n < 15$ e $D_n < 700$.

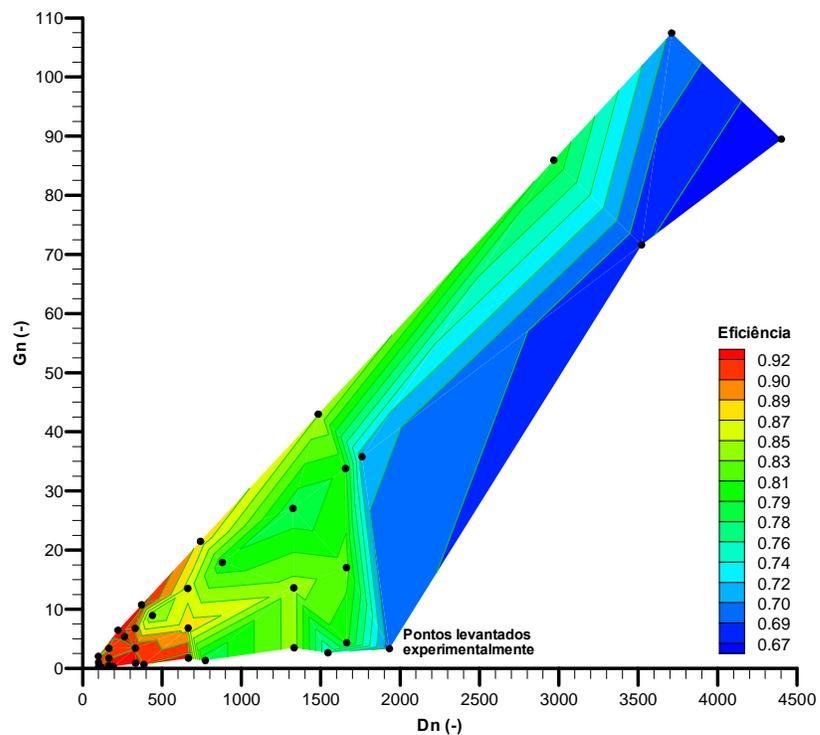


Figura 5.49. Relação entre o número de Dean (D_n) e o número de Germano (G_n) com a eficiência.

5.2. APERFEIÇOAMENTO DE MODELO PARA ESTIMATIVA DE EFICIÊNCIA DE FLOCULAÇÃO EM FLOCULADORES TUBULARES HELICOIDAIS

Em seus estudos, Pelissari (2006) propôs uma expressão para a previsão da eficiência de floculação em floculadores tubulares helicoidais. Com base em análises dimensionais e de regressão múltipla, a autora apresentou a seguinte função:

$$\underbrace{\text{Eficiência}}_{\pi_1} = 9,9032 \cdot \underbrace{\left(\frac{\rho Q}{\mu d}\right)^{-0,19908}}_{\pi_2} \cdot \underbrace{\left(\frac{L}{d}\right)^{-0,30877}}_{\pi_3} \cdot \underbrace{\left(\frac{D}{d}\right)^{0,10362}}_{\pi_4} \cdot \underbrace{\left(\frac{p}{d}\right)^{-0,12867}}_{\pi_5} \quad (5.3)$$

onde:

Eficiência (π_1): eficiência de floculação [%];

$\rho Q/\mu d$ (π_2): relação entre a massa específica do fluido e a vazão com a viscosidade do fluido e o diâmetro do floculador [-];

L/d (π_3): relação entre o comprimento do floculador (L) e o diâmetro do floculador (d) [-];

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

p/d (π_5): relação entre o passo (p) e do diâmetro do floculador (d) [-].

O coeficiente de correlação obtido por Pelissari (2006) para esta equação foi de 0,45, enquanto que o erro médio apresentado foi de 17%, chegando ainda à um erro máximo de 89%.

Portanto, com base nos resultados das seções anteriores, um dos objetivos deste trabalho foi buscar uma expressão com valores de coeficiente de correlação ou determinação mais satisfatórios, que tornasse promissora a utilização de funções como essa, que considera parâmetros geométricos e dinâmicos de projeto, como ferramenta de auxílio ao projeto de floculadores tubulares helicoidais.

Para tanto, além de ampliar a faixa de estudo (utilizando-se vazões além e aquém daquelas estudadas por Pelissari), também foram feitas melhorias nos procedimentos experimentais, de modo a minimizar os erros de experimentação.

Sendo assim, uma outra análise dimensional, acerca do mesmo problema – floculação em reatores tubulares helicoidais – foi feita considerando-se as variáveis apresentadas na Tabela 4.6.

Tabela 5.7. Variáveis envolvidas no problema (eficiência de floculação), seus símbolos e dimensões.

VARIÁVEIS	SÍMBOLO	DIMENSÕES*
Eficiência de floculação	Eficiência	-
Massa específica do fluido	ρ	ML^{-3}
Viscosidade do fluido	μ	$ML^{-1}T^{-1}$
Diâmetro do floclador	d	L
Diâmetro do enrolamento	D	L
Passo	p	L
Comprimento do floclador	L	L
Velocidade de escoamento do fluido	u	LT^{-1}
Perda de carga	hf	L

* Dimensões: M = massa, L = comprimento e T = tempo.

Utilizando-se do teorema “pi de Buckingham”, uma técnica matemática para a determinação dos grupos adimensionais que governam um determinado problema, foi possível correlacionar as variáveis apresentadas na Tabela 5.1 obtendo-se os seguintes grupos adimensionais como representantes do processo aqui estudado:

Tabela 5.8. Grupos π 's, determinados por análise dimensional.

Grupos " π "	π_1	π_2	π_3	π_4	π_5	π_6
Variáveis relacionadas	Eficiência	Re	$\frac{hf}{L}$	$\frac{p}{d}$	$\frac{d}{D}$	$\frac{L}{D}$

Comparando-se a Tabela 5.2 com a Equação 5.3 pode-se perceber que os grupos π 's determinados neste estudos são diferentes daqueles apresentados por Pelissari (2006), com exceção do π_4 . Além disso percebe-se a inclusão de mais um π , o π_3 , que está relacionado com a perda de carga no sistema.

Partindo-se, então, do resultado da análise dimensional (Tabela 5.2) e dos valores de eficiência medidos experimentalmente, aplicou-se a análise de regressão linear múltipla no intuito de se obter um modelo matemático que relacionasse todos os π 's em função da eficiência de floculação. A expressão obtida foi a 5.4:

$$\text{Eficiência}(\%) = \left(0,9515 - 1,4 \times 10^{-5}(\text{Re}) - 0,295\left(\frac{hf}{L}\right) - 0,022\left(\frac{p}{d}\right) + 0,192\left(\frac{d}{D}\right) - 3,02 \times 10^{-4}\left(\frac{L}{D}\right) \right) * 100 \quad (5.4)$$

Sendo:

Eficiência (π_1): eficiência de floculação [%];

Re (π_2): número de Reynolds [-];

hf/L (π_3): relação entre a perda de carga (hf) e o comprimento do floculador (L) [-];

p/d (π_4): relação entre o passo (p) e do diâmetro do floculador (d) [-];

d/D (π_5): relação entre o diâmetro do floculador (d) e o diâmetro do enrolamento (D) [-];

L/D (π_6): relação entre o comprimento do floculador (L) e o diâmetro do enrolamento (D) [-].

O coeficiente de correlação linear múltipla encontrado para a Equação 5.4 foi de 0,9526. Indicando que as variáveis utilizadas para determinação da eficiência na Equação 5.4 estão muito bem relacionadas com o processo de floculação.

Já o coeficiente de correlação linear para a relação entre os valores de eficiência medidos e estimados pela Equação 5.4 foi de 0,9076, como mostra a Figura 5.31.

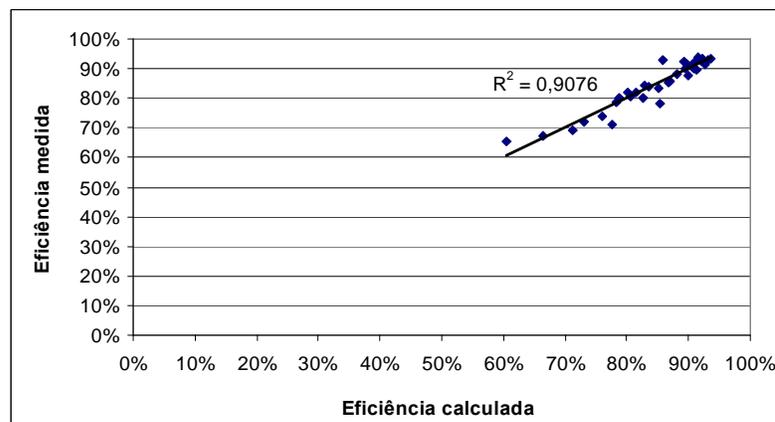


Figura 5.50. Correlação entre os valores de eficiência medidos e calculados, pela Equação 5.2.

O erro relativo médio foi de, aproximadamente, 2,0%, enquanto que o erro máximo foi de 9%. Do montante de dados coletados (36 dados), 72% apresentam erros relativos menores que 2,0%. E, além disso, para apenas 04 dados (11% dos valores) a estimativa de eficiência apresentou erro maior que 7,0%.

Por fim, conclui-se que neste estudo foi possível aperfeiçoar a expressão sugerida por Pelissari (2006) para a determinação da eficiência de remoção de turbidez em floculadores tubulares helicoidais. Visto que a correlação entre os dados medidos e

estimados, foi, consideravelmente aumentada. Enquanto o erro máximo não ultrapassou os 9%.

A Figura 5.32, a seguir, apresenta os valores absolutos das eficiências medida e determinadas teoricamente pela aplicação da Equação 5.4.

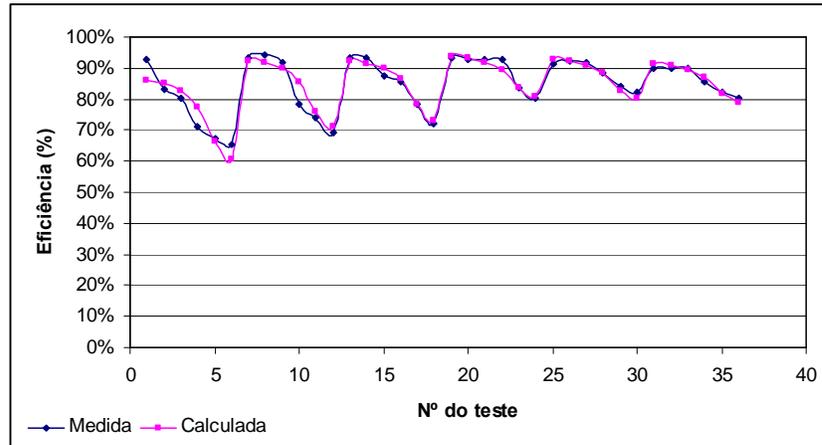


Figura 5.51. Eficiências medidas e determinadas teoricamente à partir da Equação 5.4.

Analisando a Figura 5.32 juntamente com o erro relativo médio (2%) e com o coeficiente de correlação (0,95), pode-se concluir claramente que houve uma aproximação muito boa entre os dados. Fortalecendo ainda mais a utilização de expressões como a 5.4 para o estudo da eficiência de floculação em reatores tubulares helicoidais.

Capítulo 6

***CONCLUSÕES E
RECOMENDAÇÕES***

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

6.1. CONCLUSÕES

Neste estudo foi feita a modelagem física de reatores tubulares helicoidais com o intuito de se avaliar a relação de diversos parâmetros (dinâmicos e geométricos) com a eficiência de floculação. Adicionalmente, buscou-se aperfeiçoar o modelo de estimação de eficiência de floculação apresentado por Pelissari (2006).

Foi possível correlacionar bem as diversas variáveis estudadas com a eficiência do processo, além da obtenção de uma promissora expressão para a determinação da eficiência de floculação em reatores tubulares helicoidais.

Na seqüência estão destacadas as principais conclusões obtidas.

1. A influência da **vazão e da geometria** (diâmetro do floculador e diâmetro do enrolamento) sobre a eficiência de floculação foi notória (variações de até 10%) uma vez que, a alteração destes parâmetros foi determinante na perda de carga e, conseqüentemente, no gradiente de velocidade e no número de Camp, parâmetros importantes no processo de floculação;
2. A influência do **passo**, por sua vez, se mostrou insignificante (variação máxima de 3%). Acredita-se que as configurações utilizadas para o estudo do passo, não tenham sido favoráveis, prejudicando o estudo do mesmo. Portanto, recomenda-se que estudos futuros considerem configurações com menores diâmetros de floculador e de enrolamento, ou maiores vazões, para observar se nestes casos a variação do passo provoca alguma significativa influencia da eficiência do processo;
3. Foi possível correlacionar muito bem o **gradiente de velocidade** com a eficiência de floculação ($R^2=0,9056$). Além disso, observou-se também que as melhores eficiências se concentraram na região onde o gradiente era menor que $100s^{-1}$;
4. O **número de Camp**, por sua vez, não apresentou uma correlação muita boa com a eficiência. Camp é dado pelo produto de G por T, e, apesar da relação encontrada entre eficiência e gradiente ter sido muito boa, a relação entre

eficiência e tempo de detenção não foi tão boa assim. Todavia, foi possível determinar o valor máximo de 20.000 para Camp, para que se tenha uma boa floculação;

5. De modo geral, observou-se que o aumento do **número de Reynolds** promove uma diminuição na eficiência. Entretanto, percebe-se ainda que para Reynolds menores que 3.000 os valores de eficiência ficam por volta de 90%;
6. O coeficiente de determinação obtido entre os **números de Dean e Germano** com a eficiência foi de 0,7976 e 0,4605, respectivamente. Como já apresentado, o número de Dean é função da curvatura que, por sua vez, é função do raio de enrolamento. Já o número de Germano, é função da torção que, por sua vez, é função do passo. Acredita-se que a diferença observada entre os coeficientes de determinação de Dean e Germano com a eficiência, seja devida à diferente influência que os parâmetros raio de enrolamento e passo exercem sobre a eficiência. Entretanto, mesmo o número de Germano não sendo tão correlacionado com a eficiência, quanto o número de Dean, foi possível observar que ambos os números afetam o processo de floculação, e delimitar como zona ótima para o processo, a região compreendida entre $G_n < 15$ e $D_n < 700$.
7. No que diz respeito ao aperfeiçoamento do **modelo** proposto por Pelissari (2006) para o **calculado da eficiência de floculação**, foi feita uma outra análise dimensional, considerando novas variáveis e procedimentos experimentais, e uma nova análise de regressão. Como resultado obteve-se um novo modelo e um aumento na correlação entre os dados de 0,4500 para 0,9526 e uma diminuição do erro relativo médio (entre os dados medidos e estimados) de 17% para 2%. Indicando que as variáveis utilizadas para determinação da expressão abaixo estão muito bem relacionadas com o processo de floculação.

$$\text{Eficiência(\%)} = \left(0,9515 - 1,4 \times 10^{-5} (\text{Re}) - 0,295 \left(\frac{hf}{L} \right) - 0,022 \left(\frac{p}{d} \right) + 0,192 \left(\frac{d}{D} \right) - 3,02 \times 10^{-4} \left(\frac{L}{D} \right) \right) * 100$$

Por fim, tem-se que, de acordo com as faixas de trabalho deste estudo, as melhores eficiências foram obtidas para os menores níveis de energia (menores hf, G, Ca, Re, Dn e Gn). Pois à medida que estes aumentam, a intensidade de mistura do sistema também aumenta, ocorrendo, então, a quebra de flocos ou a sua não formação, devido à maior intensidade de choque entre as partículas.

6.2. RECOMENDAÇÕES

- Os resultados mostraram que a eficiência foi maior para os menores níveis de energia, entretanto ainda não foi possível determinar quão baixa deve ser esta energia. Sendo assim, sugere-se, que trabalhos futuros, trabalhem configurações com menores níveis de energia, com base nos resultados obtidos neste estudo.
- Recomenda-se, ainda, que seja feito um estudo comparativo entre a floculação nos reatores tubulares helicoidais e no teste de jarros, a partir dos parâmetros ótimos obtidos por este último teste.
- Avaliação da eficiência para diferentes cargas de sólidos aplicada

Neste estudo foi avaliada apenas a influência da variação de parâmetros dinâmicos e de projeto sobre a eficiência de floculação. Contudo, foram feitos alguns testes preliminares para verificar como a variação de um parâmetro de qualidade de água (turbidez inicial) interferiria no processo de floculação para reatores tubulares helicoidais. Cabe salientar ainda que, a variação deste parâmetro decorre da alteração da carga de sólidos aplicada ao floculador.

A Figura 6.1 ilustra o comportamento da eficiência de remoção de turbidez, de acordo com a vazão, para três diferentes valores de turbidez inicial: 50UT, 100UT e 150UT.

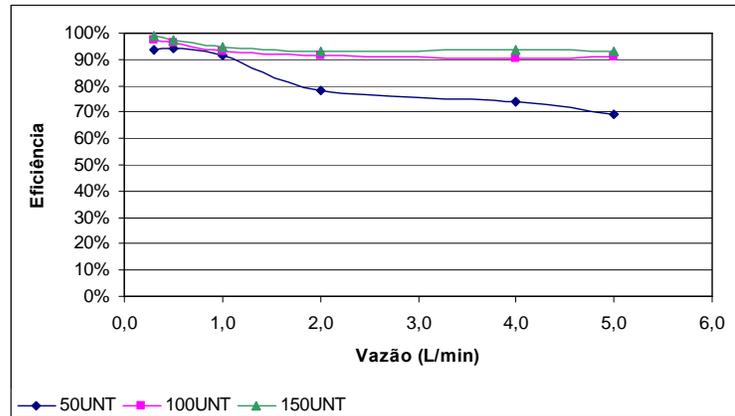


Figura 6.52. Influência da variação da turbidez inicial sobre a eficiência de floculação.

De acordo com o gráfico acima, o aumento da turbidez inicial promove uma melhoria na eficiência de floculação. Esta melhoria, entretanto, é mais pronunciada para as maiores vazões. Observa-se ainda, que para valores de turbidez inicial de 100 ou 150UT, a eficiência, praticamente, independe da vazão do sistema, já que para ambos os casos o Δ Eficiência foi de 6%.

Todavia, uma maior eficiência não significa que o efluente esteja dentro dos padrões desejados. Por exemplo, para a vazão de 1,0L/min, quando a turbidez inicial era de 150UT a eficiência encontrada foi de 94%. Já para 50UT de turbidez inicial a eficiência obtida foi de 92%. Apesar de, no primeiro caso, a eficiência de floculação ser maior, a turbidez final, em valor absoluto, é 8,4UT, maior que os 4,3UT medidos para turbidez inicial de 50UT. Portanto, deve-se sempre verificar a eficiência do processo associada aos padrões de qualidade exigidos para o mesmo.

- Avaliação da eficiência para diferentes valores da relação β

A análise da variação do comprimento/largura (relação β) dos floculadores foi realizada no intuito de se verificar o ponto ótimo de floculação (neste caso, o ponto ótimo seria um comprimento ou um volume, já que a largura (diâmetro) é fixa). Cabe salientar que, o ponto ótimo, indica o comprimento (ou volume - ótimo) à partir do qual não se tem ganho significativo de eficiência.

Para três diâmetros (5/16", 3/8" e 1/2") foram testados 8 (oito) diferentes

comprimentos, sempre com a mesma vazão de alimentação, 2,0L/min. A Figura 6.2 ilustra a eficiência de floculação obtida para cada um dos diâmetros de acordo com a variação do comprimento ou volume.

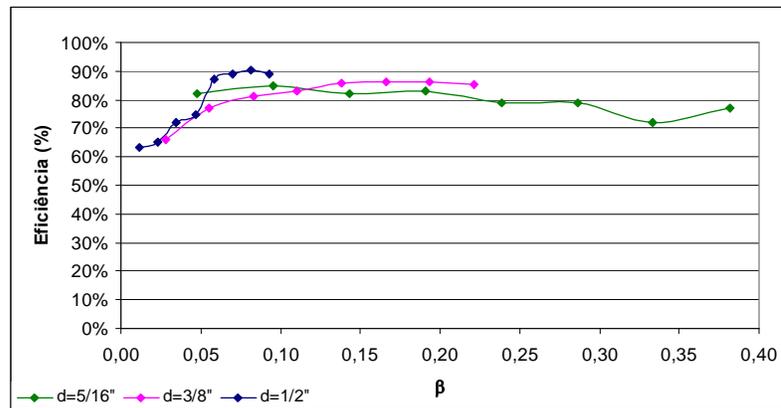


Figura 6.53. Influência da variação da relação β sobre a eficiência de floculação.

Percebe-se, pela análise da figura anterior que, para os maiores diâmetros (3/8" e 1/2") a medida que a relação β aumenta, aumenta-se também a eficiência do processo.

As melhores eficiências (acima de 80%), que foram encontradas para os três diâmetros (1/2", 3/8" e 5/16"), provavelmente ocorreram devido aos valores do número de Camp que apresentam. A Figura 6.3, a seguir, apresenta a eficiência encontrada para cada diâmetro estudado, de acordo com o número de Camp.

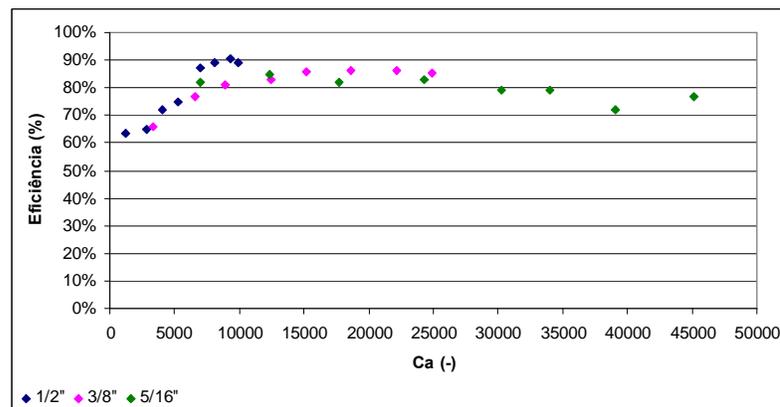


Figura 6.54. Eficiência encontrada para diversos valores de Camp, e acordo com o diâmetro.

Vê-se nesta figura que, para valores de Camp abaixo de 5.000 e acima de 25.000, as eficiências tendem a ser menores que 80%. Ressalta-se ainda que esta faixa de

5.000 a 25.000 foi apresentada na seção 5.1.4 e destacada com faixa ótima de trabalho para Camp encontrada neste estudo.

Observa-se ainda que as eficiências encontradas para Camp entre 5.000 e 25.000 variaram de acordo com o diâmetro do floculador. As eficiências de 90% encontradas para o diâmetro de 1/2", provavelmente, ocorreram devido ao menor gradiente de velocidade (aproximadamente 200s^{-1}) observado para este caso, quando comparado com os encontrados para os outros diâmetros (600 e 1100s^{-1} , para 3/8" e 5/16", respectivamente).

Os testes apresentados nesta seção, desenvolvidos para a verificação do comportamento da eficiência frente à variação da turbidez inicial e da variação da relação β , foram testes preliminares, servindo apenas para subsidiarem estudos futuros mais detalhados, que contemplem não só a variação da turbidez inicial, mas também, a variação das dosagens de reagentes (coagulante e alcalinizante) e um detalhamento maior da relação entre o volume e a eficiência do floculador.

Capítulo 7

***REFERÊNCIAS
BIBLIOGRÁFICAS***

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGRAWAL, S.; NIGAM, K.D.P. Modelling of a coiled tubular chemical reactor. **Chemical Engineering Journal**, v. 84, p. 437-444, 2001.

AL-HASHIMI, M.A.I.; ASHJYAN, A.S.K. Effectiveness of helical pipes in the flocculation process of water. **Filtration and Separation**, v. 26, n. 6, p. 422-429, 1989.

ARFANDY, M. **Mise au point d'une methode de control encontinu des procedes de flocculation decantation**. PhD thesis, Academie de Montpellier, France, 1979.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **Projeto de estação de tratamento de água para abastecimento público**: NBR 12.216. Rio de Janeiro, 1992.

AUSTIN, L.R.; SEADER, J.S. Fully developed vicious flow in coiled circular pipes. **Alche Journal**, v. 19, n. 1. 1973.

AZEVEDO NETTO, J.M. **Técnica de Abastecimento e Tratamento de Água**. CETESB/ASCETESB. Ed. Revisada, 1987, São Paulo.

BHARGAVA, D.S.; OJHA, C.S.P. Models for design of flocculating baffled channels. **Water Research**, v. 27, n. 3, p. 465-475, 1993.

BERGER, S.A.; TALBOT, L.; YAO, L.S. Flow in curved pipes. **Annual Review of Fluid Mechanics**, v.15, p. 461-512, 1983.

BRASIL. Portaria nº 518, de 25 de março de 2004. Estabelece os procedimentos e responsabilidades relativos ao controle e vigilância da qualidade da água para consumo humano e seu padrão de potabilidade. **Diário Oficial da República Federativa do Brasil**, Brasil, 26 mar. 2004. Disponível em:< http://portal.saude.gov.br/portal/arquivos/pdf/portaria_518_2004.pdf>. Acesso em 22 mai. 2006.

CAMP, T.R. Flocculation and flocculation basins. **American Society of Civil Engineers**, n. 2722. 1953. conferir referência

CAMP, T.R.; STEIN, P.C. Velocity gradients and internal work in fluid motion. **Journal Boston Society of Civil Engineers**. 1943.

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

CARISSIMI, E.; RUBIO, J. The flocs generator reactor-FGR: a new basis for flocculation and solid-liquid separation. **International Journal of Mineral Processing**. v. 75, p. 237-247, 2005.

CAMPOS, J.R.; POVINELLI, J. Coagulação e Flocculação. In: NETTO, J. M. de A. (Org.). **Técnica de abastecimento e tratamento de água**. vol 2, 3. ed. São Paulo: CETESB/ASCETESB, 1987.

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

DEAN, W.R. Note on the motion of fluid in a curved pipe. **Philosophical Magazine**, Series 7, 4 (20), p. 208-223, 1927.

DEAN, W.R. The stream-line motion of fluid in a curved pipe. **Philosophical Magazine**, Series 7, 5 (30), p. 673-695, 1928.

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

DI BERNARDO, L.; DI BERNARDO, A.; PÁDUA, V.L. Redução do tempo de flocculação em função do escalonamento do gradiente de velocidade. In: **XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental**, Porto Alegre. Rio de Janeiro: ABES, 2000. Disponível em: <http://www.ciplima.org.pe/sanitaria/xxvii_con/tema02/ii-020.pdf>. Acesso em: 15/02/06.

FAIR, G.M.; GEYER, J.C. **Water Supply and Waste-water Disposal**. John Wiley, New York. 1954.

GERMANO, M. On the effect of torsion on a helical pipe flow. **J. Fluid Mech.** v. 125, p. 1-8, 1982.

GERMANO, M. The Dean equations extended to a helical pipe flow. **J. Fluid Mech.** v. 203, p. 289-305, 1989.

GROHMANN, A.; REITER, M.; WIESMANN, U. New flocculation units with high efficiency. **Water Science Technology**, v. 13, n. 11-12, p. 567-573, 1981.

HAARHOFF, J. **Design of around-the-end hydraulic flocculators.** Journal of Water Supply: Research and Technology - AQUA, v. 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**, v. 50. n. 3. p. 149-159. 2001.

HAMEED, M.S.; MUHAMMED, T.J.; SAPRE, A.A. Improved technique for river water flocculation. **Filtration and Separation**, v. 32, n. 1, p. 63-68, 1995.

HAN, M.; LAWLER, D.F. The (relative) insignificance of G in flocculation. **Journal of Water Supply: Research and Technology**, out. 1992.

HÜTTL, T.J.; FRIEDRICH, R. Influence of curvature and torsion on turbulent flow in helically coiled Pipes. **International Journal of Heat and Fluid Flow**, v. 21, p. 345-353, 2000.

HÜTTL, T.J.; FRIEDRICH, R. Direct numerical simulation of turbulent flows in curved and helically coiled pipes. **Computers & Fluids**, v. 30, p. 591-605, 2001.

LIBÂNIO, M.; PÁDUA, V.L.; DI BERNARDO, L. Análise da influência da variação dos gradientes de velocidade no desempenho das unidades de floculação. **Revista de engenharia sanitária e ambiental**, vol. 2, n. 2 – Abril/Junho, p. 63 a 69, 1997.

LIOU, T.M. Flow visualization and LDV measurement of fully developed laminar flow in helically coiled tubes. **Experiments in Fluids**. v. 13. p. 332-338, 1992.

LIU, S.; MASLIYAH, J. H. Axially invariant laminar flow in helical pipes with a finite pitch. **Journal of Fluid Mechanics**, v. 251. jun. p. 315-353, 1993.

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

MCCONNACHIE, G. L.; LIU, J. Design of baffled hydraulic channels for turbulence-induced flocculation. **Water Research**, v. 34, n. 6, p. 1886-1896, 2000.

METCALF, EDDY . In: Tchobanoglous, G.; Burton, F.L. **Wastewater engineering : treatment, disposal and reuse**. 3 ed. McGraw-Hill: Nova York, 1991.

MISHRA,P.;GUPTA,S. **Momentum transfer in curved pipes**. Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev, v. 18, n. 1, p.130-137, 1979.

PELISSARI, L.M.T. **Influência de parâmetros de projeto no desempenho do floculador tubular helicoidal**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2006.

RICHTER, C.A.; NETTO, J.M. de A. **Tratamento de água**. Ed. Edgard Blücher Ltda, São Paulo-SP, 1991.

SALGADO, A. L. **Caracterização hidrodinâmica de floculadores hidráulicos chicanados por meio de simulação numérica tridimensional**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2006.

SARTORI, M. **Caracterização hidrodinâmica de floculadores tubulares helicoidais por meio de simulação numérica tridimensional**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2006.

SMOLUCHOWSKI, M. Versuch einer mathematischen theorie der koagulations-kinetic kolloider losungen. **Z. Physik. Chem.**, 92, 129-168. 1917.

TAYLOR, G.I. The criterion for turbulence in curved pipes. **Proc. R. Soc. London Ser. A** 124, p.243-249, 1929.

VIANNA, M.R. **Hidráulica aplicada às estações de tratamento de água**. 3ed. Belo Horizonte: Imprimatur, 1997.

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

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade de água e ao tratamento de esgotos**. v. 1, 2. ed. Belo Horizonte: Ed. DESA, UFMG, 1998.

YAMAMOTO, K.; YANASEB, S.; JIANGA, R. Stability of the flow in a helical tube. **Fluid Dynamics Research**. v. 22, p. 153-170, 1998.

YAMAMOTO, K.; AKITA, T; IKEUCHI, H.; KITA, Y. Experimental study of the flow in a helical circular tube. **Fluid Dynamics Research**. v. 16, p. 237-249, 1995.

YAMAMOTO, K.; ARIBOWO, A; HAYAMIZU, Y; HIROSE, T; KAWAHARA, K. Visualization of the flow in a helical pipe. **Fluid Dynamics Research**, v. 30, p. 251–267, 2002.

YU, B.; ZHENG, B.; LIN, C.X.; PEÑA, O.J.; EBADIAN, M.A. Laser doppler anemometry measurements of laminar flow in helical pipes. **Experimental Thermal and Fluid Science**, v. 27, p. 855–865, 2003.