

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

**LETÍCIA MEDEIROS TAGARRO PELISSARI**

---

**INFLUÊNCIA DE PARÂMETROS DE PROJETO NO  
DESEMPENHO DO FLOCULADOR TUBULAR HELICOIDAL  
APLICADO AO TRATAMENTO DE ÁGUA DE  
ABASTECIMENTO**

---

Vitória/ES

2006

# **Livros Grátis**

<http://www.livrosgratis.com.br>

Milhares de livros grátis para download.

**LETÍCIA MEDEIROS TAGARRO PELISSARI**

---

---

**INFLUÊNCIA DE PARÂMETROS DE PROJETO NO  
DESEMPENHO DO FLOCULADOR TUBULAR HELICOIDAL  
APLICADO AO TRATAMENTO DE ÁGUA DE  
ABASTECIMENTO**

---

---

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

Orientador: Prof. Renato do Nascimento Siqueira, Ph.D.

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

Vitória/ES

2006

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

---

P384i Pelissari, Leticia Medeiros Tagarro, 1977  
Influência de parâmetros de projeto no desempenho do Floculador Tubular Helicoidal aplicado ao tratamento de água de abastecimento / Leticia Medeiros Tagarro Pelissari. – 2006.  
119 f.: il.

Orientador: Renato do Nascimento Siqueira.

Co-Orientador: Edmilson Costa Teixeira.

Dissertação (mestrado) – Universidade Federal do Espírito Santo, Centro Tecnológico.

1. Hidráulica. 2. Hidrodinâmica. 3. Saneamento. I. Siqueira, Renato do Nascimento. II. Teixeira, Edmilson Costa. III. Universidade Federal do Espírito Santo. Centro Tecnológico. IV. Título.

CDU: 628

---

LETÍCIA MEDEIROS TAGARRO PELISSARI

**“Influência de parâmetros de projeto no desempenho do Floculador Tubular Helicoidal aplicado ao tratamento de água de abastecimento”**

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

Aprovada em 01 de setembro de 2006

**COMISSÃO EXAMINADORA:**

---

**Prof. Renato do Nascimento Siqueira, Ph.D.**  
Universidade Federal do Espírito Santo  
Orientador

---

**Prof. Edmilson Costa Teixeira, Ph.D.**  
Universidade Federal do Espírito Santo  
Co-orientador

---

**Prof. Julio Tomás A. Chacaltana, Ph.D.**  
Universidade Federal do Espírito Santo  
Examinador interno

---

**Prof. Rafael Teixeira Rodrigues, Ph.D.**  
Universidade Federal do Rio Grande do Sul  
Examinador Externo

## DEDICATÓRIA

*A Vinicius, "Amor de mí vida".*

*A Benigno e Inês, meus amados pais.*

## **AGRADECIMENTOS**

À Deus, por ter me dado força e sabedoria ao longo de toda a minha vida.

À minha família, por todo apoio, incentivo e valiosos princípios que me foram ensinados.

Ao Professor Renato do Nascimento Siqueira, pela orientação, constante atenção e valiosas contribuições.

Ao Professor Edmilson Costa Teixeira, pelas contribuições e críticas feitas ao meu trabalho.

Ao CNPq, pelo apoio financeiro para a aquisição de materiais para a execução dos experimentos.

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

Aos colegas do grupo de reatores, Maurício, pelas grandes contribuições que começaram na época do cumprimento dos créditos e segue até o final dessa dissertação, e Raphaela, pela disponibilidade durante a fase experimental.

## RESUMO

Os flocladores hidráulicos atualmente empregados no Brasil apresentam problemas na transferência de energia da massa líquida para os particulados, uma vez que se observam regiões de baixa transferência de energia (trechos retos dos reatores chicanados, por exemplo) e regiões com transferência mais elevada (trechos de ligação entre uma chicana e outra, onde há a mudança de direção do escoamento), o que pode ocasionar o rompimento dos agregados ora formados. Neste contexto, alguns autores têm apresentado um sistema de floclação em linha constituído por um Floclador Tubular Helicoidal (FTH). Neste tipo de floclador, por apresentar uma melhor distribuição de energia no seu interior, os efeitos de transferência de energia são minimizados, pois, analisando de maneira geral, o fluxo tende ao escoamento do tipo pistão. Contudo a influencia dos parâmetros de projeto na eficiência de floclação ainda não está consolidada. Assim, os objetivos principais do presente trabalho são melhor compreender o funcionamento dos FTH e verificar a influência dos parâmetros relacionados ao processo (números de Dean, Germano e Camp) no desempenho da floclação. Para isso, diversas configurações de FTH com diferentes valores de curvatura (número de Dean) e torção (número de Germano), além da vazão de escoamento (0,5, 1,0, 2,0, 4,0l/min), foram investigadas. Com base na literatura foram utilizados 3 diâmetros de mangueiras (0,79, 0,95 e 1,27cm) enrolados em tubos de 5, 10 e 30cm de diâmetros e para avaliar a influencia do número de Germano sobre a eficiência do processo foram utilizados espaçamentos entre voltas de 5, 10 e 14cm, além do próprio diâmetro da mangueira, totalizando 48 experimentos. Dentre os flocladores estudados, alguns alcançaram 93% de remoção de turbidez, sendo que os mais eficientes foram que apresentaram menores níveis de energia, representada pelos números de Camp, Dean e Germano. Apesar de serem utilizados na literatura, verificou-se que o número de Reynolds tem grande influência sobre estes parâmetros devido aos altos níveis de energia avaliados neste estudo. Por isso, para melhor compreender como os parâmetros de projeto (curvatura e torção) afetam a eficiência de floclação foi realizada uma análise dimensional dos parâmetros primários relacionados ao processo e com isso, observou-se que estes parâmetros são importantes para o processo, porém, outros estudos serão necessários para avaliar a seu



comportamento para menores níveis de energia. Assim, tendo em vista a compacidade e economia do FTH, recomenda-se o uso para pequenas comunidades, além de ser necessária uma abordagem para a escala real visando a implementação em escala industrial devido a grande eficiência de remoção de sólidos.

## ABSTRACT

Hydraulic flocculators currently used in Brazil depict problems related to energy transfer from liquid to solid phases since regions of low energy transfer (for instance, the straight sectors of baffled tanks) and regions of high energy transfer (curved reach between compartments where flow changes direction) are observed, occasioning the rupture of aggregates that have been formed. For this reason, some authors have proposed a tubular flocculation system (FTH). On this type of flocculator, due to the better distribution of energy on their interior, the energy transfer effects are mitigated, since, in general, the flux tends to the plug flow condition. However, the influence of project parameter on flocculation efficiency is not consolidated yet. Therefore, the main objectives of this work are the better understanding of the FTH functioning and the verification of the influence of process related parameters (Dean, Germano and Camp numbers) on the flocculation performance. For this reason, many FTH configurations with different values of curvature (Dean number) and torsion (Germano number), besides the flow rate (0.5, 1.0, 2.0 and 4.0l/min), were investigated. Based on literature, 3 hose diameters (0.79, 0.95 and 1.27cm) coiled around tubes of 5, 10 and 30cm of diameter were used, and in order to evaluate the influence of Germano number on the process efficiency the increase in elevation per revolution of coils of 5, 10 e 14cm, besides the own diameter of the hoses, were used, totalizing 48 experiments. Among the flocculators that have been studied, some reached a turbidity removal efficiency of 93%, with the best performance obtained for flocculators with low energy levels, represented by Camp, Dean and Germano numbers. Although these numbers have been used in the literature, it was verified that the Reynolds number has a large influence on them due to the high energy levels investigated in this work. Therefore, to better understand the influence of the project parameters (curvature and torsion) on flocculation efficiency, a dimensional analysis of primary parameters related to the process was carried out and the importance of these parameters to the process was verified. However, the behavior of these parameters for lower energy levels still needs investigation. Hence, due to the compactness and economy of FTH, its use in small communities, and studies in real scale aiming its industrial use is recommended.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 - Tratamento convencional da água, para fins de potabilização	25
Figura 3.2 - Floculador hidráulico do tipo chicanas horizontais	37
Figura 3.3 - Floculador hidráulico do tipo chicanas verticais	37
Figura 3.4 - Floculador hidráulico do tipo Cox	38
Figura 3.5 - Floculador do tipo Alabama	39
Figura 3.6 - Floculador do tipo bandejas perfuradas	39
Figura 3.7 - Floculador em meio granular	40
Figura 3.8 - Floculador de fluxo helicoidal	41
Figura 3.9 – Floculador Tubular Helicoidal	42
Figura 3.10 – Formação de flocos no Floculador Tubular Helicoidal	43
Figura 3.11 - Linhas do movimento do fluido na seção transversal de um tubo toroidal	45
Figura 3.12 – Planta baixa da linha de corrente em um toróide	45
Figura 3.13 – Representação gráfica da seção de um tubo curvado	48
Figura 3.14 – Geometria do tubo helicoidal	50
Figura 3.15 – Relação entre o número de $Dn_H$ e $Dn_T$	51
Figura 3.16 - Linhas de corrente do escoamento secundário e velocidade axial	54
Figura 4.1 – Coleta de amostras e leitura de turbidez	61
Figura 4.2 – Sistema de preparação da água em estudo	62
Figura 4.3 - Diagrama de coagulação do sulfato de alumínio destacado curvas com mesma turbidez remanescente	65
Figura 4.4 – Floculador Tubular Helicoidal (FTH)	67
Figura 4.5 – Vista superior do Floculador Tubular Helicoidal (FTH)	67
Figura 4.6 – Sistema de descarte de vazão	69
Figura 4.7 – Foto do decantador com detalhes de suas características	70

Figura 4.8 – Figura esquemática do floclador com três compartimentos	71
Figura 4.9 – Representação esquemática do sistema experimental	73
Figura 4.10 – Foto do sistema montado em laboratório, mostrando o sentido do fluxo de escoamento	74
Figura 4.11 – Ponto de coleta de amostras	74
Figura 4.12 – Quadro de manômetros utilizado nos experimentos	78
Figura 5.1 – Eficiência de remoção de turbidez dos FTH para cada vazão	83
Figura 5.2 - Influência do número de Camp na eficiência do processo de floculação	84
Figura 5.3 – Influência do número de Camp na eficiência de floculação com a variação do passo para $d = 1,27\text{cm}$ e $D = 30\text{cm}$	86
Figura 5.4 – Efeito do G em função de T na eficiência dos FTH.	87
Figura 5.5 – Efeito do passo (p) em função de T na eficiência dos FTH	88
Figura 5.6 – Relação entre $Dn_T$ e fator de atrito	90
Figura 5.7 - Relação entre $Dn_T$ e fator de atrito	90
Figura 5.8 – Eficiência dos FTH com relação ao número de Camp	91
Figura 5.9 – Eficiência dos FTH com relação ao Re	94
Figura 5.10 – Efeito do número de Dean na eficiência do FTH	95
Figura 5.11 – Efeito da curvatura ( $\kappa$ ) na eficiência do FTH	96
Figura 5.12 – Efeito do Dn na eficiência do FTH em função de Re	96
Figura 5.13 – Efeito do Gn na eficiência do FTH	97
Figura 5.14 – Efeito da torção ( $\tau$ ) na eficiência do FTH	98
Figura 5.15 – Relação entre Ca e Dn	100
Figura 5.16 – Relação entre Camp e Dean proposto por Elmaleh e Jabbouri (1991) e este trabalho	101
Figura 5.17 – Influencia do Dn no efeito do Ca sobre a eficiência dos flocladores	102

Figura 5.18 – Relação entre Ca e Gn	103
Figura 5.19 – Variação da eficiência com o Número de Camp para faixas de $Gn < 25$ e $Dn > 25$	104
Figura 5.20 – Verificação do ajuste da Equação 6.4	105
Figura 5.21 – Verificação do ajuste da Equação 6.5	107
Figura 5.22 – Sedimentação de flocos no decantador.	109
Figura 5.23 – Flocos decantados no final do experimento ( $Q = 0,5l/min$ )	110
Figura 6.24 – Vista superior do decantador. As setas indicam o sentido do escoamento	110

## LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 – Faixa de valores do gradiente médio de velocidade recomendado pela literatura	29
Tabela 3.2 – Faixa de valores do tempo teórico de detenção recomendado pela literatura	32
Tabela 4.1 – Características da água sintética	60
Tabela 4.2 – Características dos FTH utilizados nos experimentos	68
Tabela 4.3 – Sistema de vazões apresentadas nos experimentos	70
Tabela 4.4 – Características de alguns FTH encontrados na literatura	75
Tabela 4.5 – Características dos FTH estudados neste trabalho	76
Tabela 5.1 – $Re_c$ para escoamentos em tubos enrolados	93
Tabela 5.2 – Dimensões das grandezas envolvidas neste sistema	106

## LISTA DE SIGLAS

Ca	Número de Camp (adm)
CESAN	Companhia Espírito-Santense de Água e Saneamento
d	diâmetro interno da mangueira (m)
D	diâmetro externo do cilindro (m)
d/D	razão de curvatura (adm)
Dn	Número de Dean (adm)
Dn <sub>H</sub>	Número de Dean helicoidal (adm)
Dn <sub>T</sub>	Número de Dean toroidal (adm)
$\frac{d_v}{d_z}$	gradiente de velocidade no ponto
<i>Ef.</i>	eficiência do floculador (%)
$\bar{E}f.$	eficiência média do floculador (%)
ETA	Estação de Tratamento de Água
$e_d$	energia dissipada por unidade de volume
FTH	Floculador Tubular Helicoidal
G	gradiente médio de velocidade (s <sup>-1</sup> )
Gn	Número de Germano (adm)
<i>f</i>	fator de atrito
<i>g</i>	aceleração da gravidade (9,81 m/s <sup>2</sup> )
H	distância entre duas voltas (cm)
<i>hf</i>	perda de carga (m.c.a.)
$J_{ij}$	número de contatos por unidade de tempo, por unidade de volume
L	comprimento da mangueira (m)
<i>n</i>	número de amostras
$n_{ij}$	número de partículas <i>i</i> e <i>j</i> por unidade de volume com diâmetro <i>d<sub>i</sub></i> e <i>d<sub>j</sub></i>
<i>P</i>	potência dissipada
p	passo do enrolamento da mangueira (cm)
pH	potencial hidrogeniônico
Q	vazão de escoamento (m <sup>3</sup> /s)
R	raio de curvatura (m)

Re	Número de Reynolds (adm)
Re <sub>c</sub>	Número de Reynolds crítico (adm)
RGF	Reator gerador de flocos
r	raio da mangueira (m)
T	tempo teórico de detenção (s)
UFES	Universidade Federal do Espírito Santo
UNT	unidades nefelométricas de turbidez
U	velocidade axial do tudo (m/s)
V	volume do reator (m <sup>3</sup> )

### *Letras Gregas*

$\lambda$	razão da torção pela curvatura
$k_T$	curvatura do toróide (m <sup>-1</sup> )
$k_H$	curvatura do helicóide (m <sup>-1</sup> )
$\varepsilon$	curvatura adimensional
$\mu$	viscosidade dinâmica (8,90E-04 N.s/m <sup>2</sup> a 25°C)
$\tau$	torção do helicóide (m <sup>-1</sup> )
$\rho$	massa específica da água (997 kgf/m <sup>3</sup> a 25°C)



## SUMÁRIO

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO</b>	<b>19</b>
<b>2</b>	<b>OBJETIVOS</b>	<b>22</b>
2.1	OBJETIVO GERAL	22
2.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	22
<b>3</b>	<b>REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b>	<b>24</b>
<b>3.1</b>	<b>FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA</b>	<b>24</b>
3.1.1	ASPECTOS GERAIS DO TRATAMENTO DE ÁGUA	24
3.1.2	FLOCULAÇÃO	26
3.1.2.1	Conceitos básicos de floculação	26
3.1.2.2	Tipos de unidades de floculação	28
3.1.2.3	Parâmetros que caracterizam o processo de floculação	28
3.1.2.4	Eficiência do processo de floculação	33
3.1.3	FLOCULADORES CONVENCIONAIS	35
3.1.4	FLOCULADOR TUBULAR HELICOIDAL	42
3.1.5	ESCOAMENTO EM TUBOS HELICOIDAIS	43
3.1.5.1	Parâmetros que caracterizam o escoamento em tubos helicoidais	48
<b>3.2</b>	<b>ESTADO DA ARTE</b>	<b>52</b>
3.2.1	ESCOAMENTO EM TUBOS HELICOIDAIS	52
3.2.2	FLOCULADOR TUBULAR HELICOIDAL	54
<b>4</b>	<b>MATERIAIS E MÉTODOS</b>	<b>60</b>
4.1	CARACTERÍSTICAS DA ÁGUA A SER UTILIZADA NA FLOCUAÇÃO	60
4.2	PRODUTOS QUÍMICOS UTILIZADOS	63
4.3	ENSAIOS PRELIMINARES PARA A DETERMINAÇÃO DA DOSAGEM ÓTIMA DOS REAGENTES	63

<b>4.3.1</b>	<b>Elaboração do diagrama de coagulação</b>	<b>64</b>
<b>4.3.2</b>	<b>Testes no Floculador Tubular Helicoidal</b>	<b>66</b>
4.4	CIRCUITO HIDRÁULICO	66
<b>4.4.1</b>	<b>Geometria do Floculador Tubular Helicoidal</b>	<b>66</b>
<b>4.4.2</b>	<b>Decantador</b>	<b>69</b>
<b>4.4.3</b>	<b>Apresentação do circuito hidráulico</b>	<b>72</b>
4.5	ENSAIOS REALIZADOS PARA ANÁLISE DA EFICIÊNCIA DO FLOCULADOR TUBULAR HELICOIDAL	74
<b>4.5.1</b>	<b>Análise da perda de carga</b>	<b>77</b>
<b>4.5.2</b>	<b>Influência do número de Camp</b>	<b>78</b>
<b>4.5.3</b>	<b>Influência do número de Reynolds</b>	<b>79</b>
<b>4.5.4</b>	<b>Influência dos parâmetros que caracterizam o escoamento no Floculador Tubular Helicoidal</b>	<b>79</b>
4.5.4.1	Número de Dean	79
4.5.4.2	Número de Germano	80
<b>5</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÕES</b>	<b>83</b>
5.1	ANÁLISE DA EFICIÊNCIA DO FLOCULADOR TUBULAR HELICOIDAL	83
<b>5.1.1</b>	<b>Influência do número de Camp</b>	<b>84</b>
5.1.1.1	Gradiente médio de velocidade e tempo teórico de detenção	86
5.1.1.2	Número de Camp	91
<b>5.1.2</b>	<b>Influência do número de Reynolds</b>	<b>92</b>
<b>5.1.3</b>	<b>Influência dos parâmetros que caracterizam o escoamento no Floculador Tubular Helicoidal</b>	<b>95</b>
5.1.3.1	Número de Dean	95
5.1.3.2	Número de Germano	97
<b>5.1.4</b>	<b>Considerações finais</b>	<b>99</b>
5.2	RELAÇÕES ENTRE OS PARÂMETROS QUE INFLUENCIAM A EFICIÊNCIA DO FLOCULADOR TUBULAR HELICOIDAL	99
<b>5.2.1</b>	<b>Relação entre Camp e Dean</b>	<b>99</b>
<b>5.2.2</b>	<b>Influência de Camp e Dean na eficiência de floculação</b>	<b>101</b>
<b>5.2.3</b>	<b>Relação entre Camp e Germano</b>	<b>102</b>
<b>5.2.4</b>	<b>Influência de Camp e Germano na eficiência de floculação</b>	<b>103</b>

<b>5.2.5</b>	<b>Influência de Camp, Dean e Germano na eficiência de floculação</b>	<b>104</b>
5.3	COMENTÁRIOS GERAIS	108
<b>6</b>	<b>CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES</b>	<b>112</b>
6.1	CONCLUSÕES GERAIS	112
6.2	CONCLUSÕES ESPECÍFICAS	112
6.3	RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	113
<b>7</b>	<b>REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA</b>	<b>116</b>

**CAPÍTULO 1**

**INTRODUÇÃO**

## 1 | **INTRODUÇÃO**

A floculação tem muita importância para a qualidade final do tratamento, pois a proposta desse processo é promover, com a mistura, o crescimento de partículas em tamanho e densidade para que os flocos formados sejam removidos nas etapas subsequentes. Caso, na floculação não ocorra boa formação de flocos, a qualidade final da água pode ficar prejudicada.

O processo de floculação é normalmente realizado em tanques agitados mecanicamente ou em reatores que aproveitam a energia hidráulica do próprio escoamento para promover o choque entre as partículas e a efetiva floculação. No entanto, no caso dos equipamentos mecanizados, observa-se que a existência de curtos-circuitos e zonas mortas acaba influenciando na eficiência do processo de floculação e, também, nos custos envolvidos nesta etapa. Já nos equipamentos hidráulicos, observa-se uma minimização destes efeitos, porém, estudos mais detalhados do escoamento no interior destas unidades demonstram que eles apresentam excesso de dissipação de energia em algumas zonas, e zonas com baixa (ou praticamente nenhuma) dissipação.

Os problemas acima apontados não são observados em equipamentos tubulares. Por isso, uma alternativa que possibilita uma melhor dissipação efetiva de energia com baixos índices de curtos-circuitos e zonas mortas foi inicialmente proposta por Grohmann et al. (1981). Estes autores introduziram uma nova concepção de floculadores tubulares em linha, o qual apresenta uma configuração helicoidal com o propósito de redução no custo sem afetar a eficiência de floculação dando mais atenção ao tempo de residência e ao gradiente médio de velocidade do floculador.

Sabendo que, a conduta de escoamentos em tubos helicoidais é notavelmente diferente dos tubos retos. A curvatura e a torção do enrolamento do tubo tornam complexa a pesquisa devido à introdução de forças centrífugas que geralmente dão origem aos escoamentos secundários na seção transversal do tubo.

Embora muitos trabalhos tenham sido feitos para se investigar este tipo de escoamento, o estudo da floculação em tubos helicoidais ainda não está totalmente consolidado. De acordo com Hameed et al. (1995), o Floculador Tubular Helicoidal (FTH) é um sistema recomendado para melhorar a operação de tratamento de água no futuro, devido à economia, a alta remoção de sólidos suspensos com baixos gradientes de velocidades e pequeno tempo de detenção comparado com o tratamento convencional.

Por isso, optou-se pelo estudo do Floculador Tubular Helicoidal (FTH), tecnologia compacta de floculação, que aproveita a energia cinética do fluxo hidráulico para promover agitação necessária para dispersão de produtos químicos e formação de flocos (Carissimi 2005).

As forças centrífugas que ocorrem no escoamento em tubos enrolados helicoidemente, como descrito anteriormente, produzem um escoamento secundário em forma de duplo vórtice que causa um movimento transversal do fluido modificando as condições hidrodinâmicas do escoamento e com isso o processo de floculação. Para a avaliação da dinâmica do escoamento em tubos helicoidais e deste tipo de floculadores, a literatura apresenta dois parâmetros adimensionais, o primeiro relacionado com o efeito da curvatura, chamado de número de Dean, e o segundo relacionado com o efeito da torção, intitulado de número de Germano. Além de ser analisado como esses parâmetros influenciam na eficiência de floculação, fez-se a análise usual do número de Camp, efeito da probabilidade de choques entre partículas, como ocorre nos floculadores convencionais. Para isto, foram feitas diversas configurações de curvaturas e torções nos FTH com base nas faixas recomendadas pela literatura.

**CAPÍTULO 2**

**OBJETIVOS**

## **2 | OBJETIVOS**

### 2.1 OBJETIVO GERAL

Contribuir para o melhor entendimento do funcionamento de um Floculador Tubular Helicoidal e a relação entre parâmetros de projeto, comportamento hidrodinâmico e desempenho do processo, visando a implantação de tecnologias mais eficientes de separação sólido/líquido.

### 2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Através da variação do diâmetro da mangueira, do raio de curvatura e da vazão de alimentação, verificar:

- A influência do efeito do Número de Camp na eficiência do Floculador Tubular Helicoidal;
- A influência dos parâmetros que afetam a curvatura (Número de Dean) e a torção (Número de Germano), na eficiência do Floculador Tubular Helicoidal.



**CAPÍTULO 3**

---

**REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

## **3 | REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

---

### **3.1 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA**

#### **3.1.1 ASPECTOS GERAIS DO TRATAMENTO DE ÁGUA**

A água é um dos recursos naturais mais intensamente utilizado. É fundamental para a existência e manutenção da vida e, para isso, deve ser consumida pelos seres humanos de modo que não cause danos à saúde. Conhecida como solvente universal, a água sempre retém algum resíduo dos materiais com os quais entra em contato. Mesmo a água doce da natureza, presente nos rios, lagos e lençóis subterrâneos, contêm resíduos das substâncias presentes no meio ambiente, como sais dissolvidos, partículas em suspensão e microorganismos. Por isso, atualmente, a maioria dos corpos d'água não podem ser utilizados diretamente para abastecimento público sem um tratamento prévio, para que se torne compatível com as exigências do consumidor e da saúde pública.

O padrão de potabilidade da água tratada e consumida pela população deve seguir as recomendações da Organização Mundial de Saúde, garantindo a inexistência de bactérias e partículas nocivas à saúde humana. Dessa forma, evita-se o surgimento de grandes surtos de epidemias provenientes da contaminação da água. Além disso, deve ser feito o monitoramento da qualidade das águas em laboratórios, durante todo o processo de produção e distribuição.

Nas estações de tratamento de água (ETA) a água bruta passa por diversos processos, onde os principais são: coagulação, floculação, decantação, filtração, correção do pH, fluoretação e desinfecção.

No tratamento em ciclo completo, a água bruta recebe o primeiro produto químico, que é, por exemplo, sulfato de alumínio líquido, onde sua função é agregar partículas e materiais dissolvidos na água. Depois da adição do sulfato de alumínio, a água chega aos floculadores, onde a água é agitada em velocidade controlada para aumentar o tamanho dos flocos, sem quebrá-los. Em seguida, a água passa

para os decantadores, aonde os flocos maiores e mais pesados vão se depositar, retendo parte das impurezas. Somente a água da superfície sai dos decantadores e passa pelo processo de filtragem, para retirar o restante das impurezas. Depois de filtrada, a água recebe a adição de cal para elevar o pH, cloro para a desinfecção e flúor para redução de cáries. Só então ela está própria para o consumo (Figura 3.1).

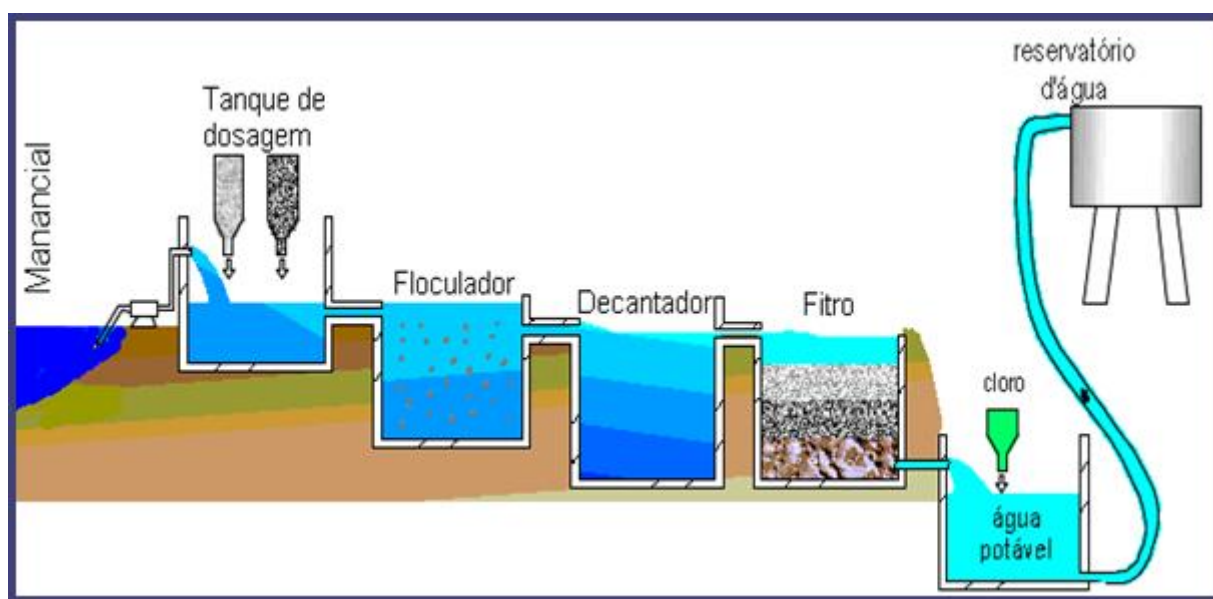


Figura 3.1 – Tratamento convencional da água, para fins de potabilização.

Todas essas etapas de tratamento e o uso de produtos químicos auxiliares servem para destruir microorganismos que podem causar doenças, retirar impurezas, controlar o aspecto e gosto, garantindo a qualidade da água fornecida para a população.

Dentre estas, serão mais detalhadas as etapas de mistura rápida (coagulação) e mistura lenta (floculação), onde, na mistura rápida, as partículas existentes em suspensão na massa líquida, cuja remoção se pretende efetuar, são bombardeadas por agentes químicos, com o objetivo de desestabilizá-las, para que, em fases posteriores do tratamento, sejam aglutinadas umas às outras, formando flocos que serão removidos por sedimentação, filtração ou flotação. Assim sendo, a coagulação deve ser efetuada em local de transmissão de grande energia à massa líquida, e no menor tempo possível, em vista da rapidez com que as reações de desestabilização se processam (Vianna, 2002).

A coagulação, geralmente realizada por sais de alumínio e de ferro, resulta de dois fenômenos: o primeiro, essencialmente químico, consiste nas reações do coagulante com a água e na formação de espécies hidrolisadas com carga positiva e depende da concentração do metal e pH final da mistura; o segundo, fundamentalmente físico, consiste no transporte das espécies hidrolisadas para que haja contato entre as impurezas presentes na água (Di Bernardo, 1993).

Uma vez desestabilizadas as partículas coloidais, na fase de tratamento denominada coagulação, pode-se em seguida, reuni-las umas as outras, formando partículas maiores, denominadas flocos, como será abordado na seção posterior.

### 3.1.2 FLOCULAÇÃO

#### 3.1.2.1 Conceitos básicos de floculação

Neste trabalho, o termo de floculação usado corresponde ao fenômeno de crescimento dos coágulos. A floculação corresponde à etapa em que são fornecidas condições para facilitar o contato e a agregação de partículas previamente desestabilizadas por coagulação química, visando à formação de flocos com tamanho e densidade adequada para serem removidos por sedimentação, flotação ou filtração direta. Após uma mistura rápida em que o coagulante é disperso na água de tratamento, o processo de floculação se inicia com a agitação menos intensa para promover a formação de flocos. É necessária a agitação relativamente lenta, com o objetivo de proporcionar encontros entre as partículas menores para formar agregados maiores ou flocos e pelo fato de que com o aumento do tamanho dos flocos, as forças de cisalhamento podem causar sua ruptura. Por isso, a floculação é função do grau de agitação do meio, onde é representado pelo gradiente médio de velocidade ( $G$ ), e pelo número, tamanho e concentração de partículas suspensas na massa líquida.

O modelo teórico da floculação, combinando os efeitos da agregação e quebra de flocos (Argaman, 1968), pode ser representado por:

$$\frac{DN}{Dt} = - (\text{função de agregação}) + (\text{função de quebra}) \quad (3.1)$$

Onde  $N$  é o número de partículas e  $t$  é o tempo de agitação do floculador.

Smoluchowski (apud Vianna, 2002) demonstrou que os choques entre partículas coloidais suspensas num líquido é o resultado dos movimentos ortocinéticos e pericinéticos. Onde os Movimentos ortocinéticos são aqueles decorrentes da introdução de energia externa e os pericinéticos decorrem do movimento Browniano (devido à energia térmica) e da ação da gravidade, que faz com que as partículas, ao caírem, se choquem e se aglomeram (Fair et al., 1973).

Smoluchowski demonstrou ainda, que os choques entre partículas suspensas e coloidais, sob o aspecto físico, considerando o escoamento laminar, podem ser expressos por:

$$J_{ij} = \frac{1}{6} n_i n_j (d_i + d_j)^3 \frac{dv}{dz} \quad (3.2)$$

$J_{ij}$  : número de choques, por unidade de tempo e volume, entre  $n_j$  partículas de diâmetro  $d_j$ , e  $n_i$  partículas de diâmetro  $d_i$ , ambas contidas num volume unitário;

$\frac{d_v}{d_z}$  : gradiente de velocidade no ponto.

Camp e Stain (apud Vianna, 2002) propuseram a substituição do termo  $d_v/d_z$  por  $G$  (gradiente de velocidade médio temporal), cujo valor está associado à energia dissipada no meio considerando também que as partículas têm forma esférica.

O processo de floculação convencional é realizado em tanques de agitação mecânica (floculadores mecanizados) ou em sistemas que aproveitam o fluxo hidráulico (floculadores hidráulicos) para prover a dispersão e o contato dos agentes de desestabilização. A floculação hidráulica representa, em muitos casos, a substituição das etapas de mistura lenta e mistura rápida do processo convencional dos floculadores em plantas de tratamento e que representam um custo oneroso às estações de tratamento em termos de manutenção e consumo energético

necessário para prover a agitação. A seguir serão descritos esses tipos de unidades de floculação.

### 3.1.2.2 Tipos de unidades de floculação

A floculação pode ser realizada em unidades hidráulica ou mecanizada. Nas unidades mecanizadas, onde a agitação da água é provida por equipamento mecânico, normalmente são utilizados agitadores dotados de paletas ou agitadores do tipo hélice ou turbinas. Nas unidades hidráulicas, a água percorre caminhos com mudanças de direção para promover sua agitação. Nos flocladores mecanizados é observada a existência de curto-circuito e zona morta que influenciam a eficiência do processo de floculação. Já nos flocladores hidráulicos estes efeitos são minimizados, pois o escoamento é próximo ao pistão<sup>1</sup>.

A seção seguinte apresentará os parâmetros utilizados em projetos de flocladores e sua importância na característica do processo.

### 3.1.2.3 Parâmetros que caracterizam o processo de floculação

As condições energéticas da floculação são usualmente quantificadas por dois parâmetros, gradiente médio de velocidade ( $G$ ) e número de Camp ( $Ca$ ). Por isso, os elementos básicos utilizados em projetos de flocladores são  $G$  e  $T$ , sabendo que

$$Ca = G \cdot T. \quad (3.3)$$

Onde o estabelecimento do tempo teórico de detenção ( $T$ ) e do gradiente médio de velocidade ( $G$ ) de projeto e de operação da unidade de floculação depende, fundamentalmente, da qualidade da água bruta e da tecnologia de tratamento utilizada na ETA.

---

<sup>1</sup> O conceito de escoamento tipo pistão é quando todas as partículas de fluido entrando no reator possuem a mesma velocidade e seguem caminhos paralelos e retos, da entrada até a sua saída.

### **Gradiente médio de velocidade**

O gradiente médio de velocidade é o parâmetro preponderante no dimensionamento de flocladores (Mhaisalkar, et al., 1986; Monk e Willis, 1987; Elmaleh e Jabbouri, 1991; Libânio, 1995 e Liu, et al., 2004), pois a ele está associado à quantidade de energia acondicionada ao sistema, também conhecida como intensidade de mistura do sistema.

Sabendo que, o princípio básico do processo de floclação é tornar possíveis os choques entre as partículas que constituem a água em tratamento, para formação dos flocos, é importante notar que a partir de um determinado momento, quando os flocos tornam-se maiores, a quantidade de choques proporcionada aos flocos pode levá-los à ruptura, prejudicando a eficiência do processo.

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

A Tabela 3.1 apresenta as faixas usuais de valores do gradiente médio de velocidade de flocladores, recomendadas pela literatura para todos os tipos de flocladores.

Tabela 3.1 – Faixa de valores do gradiente médio de velocidade recomendado pela literatura.

<b>Trabalhos</b>	<b>Faixas de valores de G (s<sup>-1</sup>)</b>
Camp (1953)	20 - 74
Monk e Willis (1987)	15 – 80
Elmaleh e Jabbouri (1991)	10 - 100
ABNT (1992)	10 – 70
CEPIS (1995)	30 – 60
McConnachie e Liu (2000)	10 - 100

Camp, em 1953, definiu a equação geral do  $G$  para escoamentos laminares como sendo

$$G = \left( \frac{e_d}{\mu} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (3.4)$$

onde,  $e_d$  é a energia dissipada por unidade de volume e  $\mu$  é a viscosidade dinâmica do fluido.

Entretanto, a quantidade de energia definida pela equação acima não representa a realidade do valor de  $G$  na maioria dos flocluladores, onde os escoamentos não são laminares e nem lineares, como é condição da Equação (3.4).

Desenvolvido por Camp e Stein (apud McCONNACHIE, 1991 e VIANNA, 2002), o  $G$  para flocluladores mecânicos é dado pela expressão,

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu \cdot V}} \quad (3.5)$$

sendo  $P$  a potência dissipada e  $V$ , o volume de água no floclulador.

Já nos flocluladores hidráulicos, em cuja categoria se insere o Floclulador Tubular Helicoidal (FTH), o  $G$  tem sido determinado por meio da perda de carga,  $h_f$ , durante a passagem da suspensão no floclulador. A relação entre a  $h_f$  e o  $G$ , é mostrada na Equação 3.6 a seguir,

$$G = \sqrt{\frac{\rho \cdot g \cdot h_f}{\mu \cdot T}} \quad (3.6)$$

onde,  $\rho$  é a massa específica da água;  $g$  é a aceleração da gravidade;  $\mu$  é a viscosidade dinâmica e  $T$  é o tempo teórico de detenção.

Devido à importância da perda de carga no escoamento, este assunto será mais bem abordado na próxima seção.



### ***Perda de carga***

O processo de floculação realizado em floculadores hidráulicos é estabelecido pela energia derivada da perda de carga da unidade (McConnachie, 1993). A perda de carga é a variação de energia por unidade de peso verificada com o deslocamento do escoamento.

Fisicamente, pode-se dizer que uma parcela da perda de carga gerada nos floculadores hidráulicos se refere ao atrito entre o fluido e a parede do floculador, a outra parcela é usualmente desprezada pela sua insignificância em relação à perda de carga nas mudanças de direção do escoamento (Di Bernardo, 1993 e CEPIS, 1995). Contudo, nos floculadores tubulares helicoidais, uma parcela predominante da perda de carga é proveniente da quantidade de energia dissipada pela água nas mudanças de direção do escoamento.

Concluindo, a perda de carga é um parâmetro de grande importância no processo de floculação, pois afeta o comportamento hidráulico do floculador, refletindo diretamente no valor do gradiente médio de velocidade.

### ***Tempo teórico de detenção***

O tempo teórico de detenção ( $T$ ) se refere ao tempo que as partículas de fluido permaneceriam no interior do reator se o regime de escoamento nele fosse do tipo pistão, e é dado por,

$$T = \frac{V}{Q} \quad (3.7)$$

onde  $V$  é o volume de água do reator e  $Q$  é a vazão de escoamento.

Na prática, a maioria das partículas da água em escoamento permanecerá no interior do recipiente durante tempo diferente do que é calculado da forma mostrada

anteriormente. Se o volume do fluido permanecer no reator durante tempos inferiores a  $T$ , associa-se a curtos-circuitos, caso permanecerem tempos relativamente altos comparados a  $T$ , associa-se a zonas mortas ou zonas de circulação.

A Tabela 3.2 contempla as faixas de valores de tempo teórico de detenção recomendadas pela literatura para todos os tipos de flocladores.

Tabela 3.2 – Faixa de valores do tempo teórico de detenção recomendado pela literatura.

<b>Trabalhos</b>	<b>Faixa de valores de T (min)</b>
Camp (1953)	19 – 47
ABNT (1992)	24 – 32
McConnachie (1993)	10 – 25
CEPIS (1995)	15 - 20

### ***Número de Camp***

Para se obter a floclação ótima em reatores, Camp (apud McConnachie, 1991) sugeriu uma relação entre  $G$  e  $T$  para ser usado como um parâmetro relacionado com dissipação de energia, como já foi definido,  $Ca = G.T$ .

Fair, Geyer e Okun (apud VIANNA, 2002) confirmaram que,  $G$  e  $T$  são parâmetros que influenciam na oportunidade de choques entre as partículas; então o produto de um pelo outro fornece uma medida adimensional para essa oportunidade de choques.

Mais recentemente, artigos têm sido publicados com o uso direto do gradiente de velocidade como um valor principal para o dimensionamento de flocladores. Cleasby (1984) expôs que  $G$  somente é válido para turbulências de menores tamanhos que aquelas necessárias para floclação em tratamento de água e esgoto e afirmou que a configuração do reator pode ter um efeito considerável na eficiência de floclação.

#### 3.1.2.4 Eficiência do processo de floculação

Uma das atividades que maior interesse desperta aos engenheiros operadores de ETA é obter a máxima eficiência em todas as unidades.

O projeto de uma unidade de tratamento de água e efluentes tem sido normalmente feito com base em regimes ideais, extremos, de escoamento: mistura completa ou pistão. Entretanto, em situações reais, as condições de escoamento podem afastar-se significativamente do ideal, fazendo com que a eficiência alcançada pelo processo de tratamento seja inferior à esperada durante a fase de projeto.

Os desvios entre o regime real e o ideal de escoamento são causados por vários aspectos do escoamento, entre os quais se destacam: curtos-circuitos, recirculações<sup>2</sup>, zonas mortas e mistura<sup>3</sup>.

A alteração da configuração de um reator pode resultar em mudanças significativas em seu desempenho hidráulico e, conseqüentemente, na eficiência do processo de tratamento. Tay (1986) gerou mudanças significativas no padrão de escoamento com alterações na geometria e/ou configuração de uma unidade. O efeito da configuração de um reator no seu desempenho hidrodinâmico, também foi demonstrado por Siqueira (1998) que comparou distribuições de tempo de residência do reator, correspondente a cada configuração. Por isso, a eficiência dos processos de tratamento de água e de efluentes é altamente dependente de características do escoamento nas unidades onde se processam as reações, sejam elas de ordem física, química ou biológica (Teixeira, 1993).

Floculadores industriais são comumente designados para trabalhar próximo a eficiência do teste de jarros. Entretanto, somente uma fração desta energia dissipada é de fato requerida para promover o contato entre partículas e crescimento de flocos, enquanto a energia remanescente é necessária para transporte do fluido (Elmaleh e Jabbouri, 1991).

---

<sup>2</sup> Recirculações são trajetórias circulares percorridas pelo fluido dentro do reator.

<sup>3</sup> Mistura é o espalhamento randômico de constituintes no volume reacional do reator.

A eficiência global do sistema de tratamento se baseia em obter a qualidade de água desejada, a menor custo de operação possível. A remoção da turbidez nas ETA convencionais se limita aos processos de sedimentação, filtração e flotação, considerando que os processos de coagulação e floculação como acondicionamento prévio da água para a separação efetiva das partículas (Rios Pignatta, 1998).

Neste trabalho, a eficiência dos FTH será obtida por meio de porcentagem de remoção de turbidez. Em que por definição da APHA (1995), a turbidez é uma expressão da propriedade ótica que está relacionada com a dispersão da luz sendo causada, na água, pela matéria suspensa e coloidal como a argila, o silte, matéria orgânica e inorgânica finamente dividida, o plâncton e outros organismos microscópios.

Conforme Bhargava e Mariam (1994), a turbidez pode ser expressa usualmente em unidades nefelométricas de turbidez (UNT), que está relacionada com o espaçamento da luz em função de partículas em suspensão.

De acordo com Pádua e Di Bernardo (2001), o princípio de funcionamento dos turbidímetros se baseia na emissão de um feixe luminoso e na detecção da luz refletida pelas partículas em suspensão, a qual é convertida em sinal elétrico e registrada no painel do instrumento. Segundo Bhargava e Mariam (1994), esta interferência à passagem de luz é dependente dos tamanhos das partículas dispersas, de forma que haverá espalhamento da luz desde que as partículas existentes tenham dimensões maiores que o comprimento de onda da luz usada pelo equipamento.

As variações na turbidez da água bruta numa ETA podem ocorrer subitamente, resultando em efeitos indesejáveis sobre o processo.

Segundo Di Bernardo (2005), a remoção de material particulado sempre foi um dos objetivos primários no tratamento de água, pois as partículas fornecem área superficial para aderência de compostos químicos tóxicos, além de apresentarem problemas estéticos e protegerem os microorganismos da desinfecção. Há alguns anos, a medida da quantidade de sólidos suspensos presentes na água era feita da

análise gravimétrica, em que era confiável, mas que consumia muito tempo, não sendo um parâmetro prático para efetuar o monitoramento da água tratada. Assim, com o desenvolvimento da nefelometria, a turbidez passou a ser considerada um parâmetro de grande aceitação para refletir a clarificação da água, sendo uma medida de simples execução e interpretação.

Como já citado, a interação entre as partículas decorre da ação de três mecanismos distintos: interação pericinética, em decorrência da energia térmica; interação ortocinética, onde os gradientes de velocidades são responsáveis pelos encontros entre partículas; e sedimentação, em que partículas de diferentes velocidades de sedimentação podem se encontrar. Além destas, a eficiência global das interações depende, também, das características hidráulicas do escoamento nas unidades que buscam agregar as partículas em determinado tempo (Di Bernardo, 2005).

Ainda segundo este autor, na mistura rápida ocorre interações entre o coagulante e a água, com a formação de espécies hidrolisadas, e entre estas e as impurezas presentes na água, sendo geralmente necessária agitação intensa para que o processo de coagulação seja eficiente. Na floculação, as interações ocorrem entre impurezas desestabilizadas e entre o precipitado do metal formado ou espécies hidrolisadas positivas e as partículas para formação de aglomerados que posteriormente serão removidos por sedimentação, flotação ou filtração, não havendo necessidade de agitação tão intensa quanto aquela observada na mistura rápida.

### 3.1.3 FLOCULADORES CONVENCIONAIS

Como já citado, os floculadores podem ser classificados em mecânicos ou hidráulicos, dependendo do tipo de dispositivo utilizado para fornecer a energia necessária ao processo. A escolha do tipo de floculador para estações de tratamento de água de pequeno e médio porte é altamente dependente da disponibilidade financeira, fato que faz dos floculadores hidráulicos o tipo mais comum em países em desenvolvimento como o Brasil (Bhole, 1993 e McConnachie, 1993). Segundo a CETESB (1987), dentre os floculadores hidráulicos, os

chicanados são os mais difundidos, e são subdivididos de acordo com o tipo de escoamento promovido, que pode ser vertical ou horizontal. No primeiro tipo, a água sofrerá movimentos verticais ascendentes e descendentes sucessivamente, enquanto que no segundo tipo o escoamento efetua-se com movimentos horizontais.

Os flocladores hidráulicos dotados de escoamento vertical são mais indicados para ETA de vazões maiores, acima de 100 l/s (Di Bernardo, 1993 e CEPIS, 1995), pois a profundidade mínima de escoamento é maior do que a dos flocladores de chicanas com escoamento horizontal.

Já os flocladores mecânicos são vantajosos devido à flexibilidade de variação do gradiente médio de velocidade, devido à mudança de rotação dos dispositivos de agitação, e à pequena perda de carga gerada pelos mesmos (Mhaisalkar, et. al., 1986, Monk e Willis, 1987), uma vez que a energia necessária para proporcionar a floclação é advinda da rotação das paletas, cujo comportamento é uniforme, dependente apenas da energia elétrica. No entanto, o elevado custo de implantação, operação e manutenção e a presença de curtos-circuitos reduzem a difusão deste tipo de unidade (Bhole, 1993), tornando o uso dos flocladores mecânicos restrito aos projetos de ETA de alta capacidade.

Segundo a NBR 12216/92 os flocladores são unidades utilizadas para promover a agregação das partículas formadas na mistura rápida. Como o floclador em estudo é do tipo hidráulico, a seguir serão citados os diversos tipos de flocladores hidráulicos encontrados em literatura com suas respectivas vantagens e desvantagens.

### ***Floclador de chicanas***

Chicanas são obstruções colocadas no interior de um tanque para aumentar o caminho percorrido pela água e promover mudanças de direção no escoamento. Conforme Vianna (2002), os flocladores chicanados podem ser horizontais (Figura 3.2) ou verticais (Figura 3.3), na qual a água percorre o floclador em movimentos

de sucessivas mudanças de direções. Embora este tipo de floclador assegure maior homogeneidade à mistura da água em tratamento, apresentam como desvantagem o grande número de compartimento de floclação, chegando à cerca de quarenta câmaras no vertical, dificultando a sua limpeza e englobando uma grande área para a unidade.

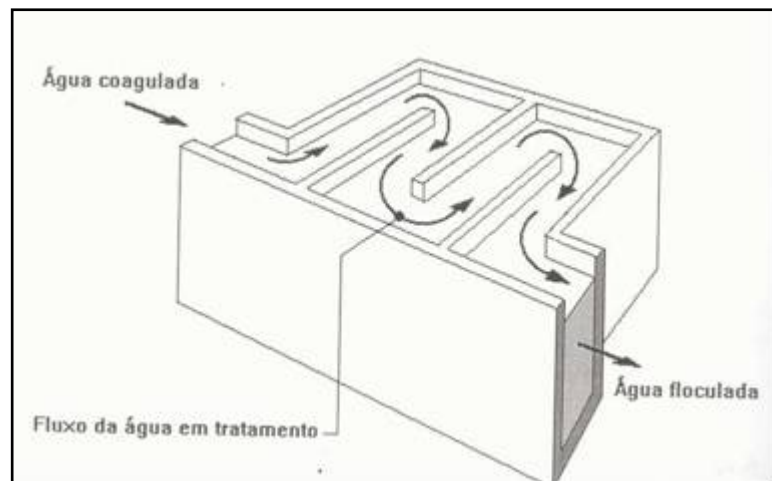


Figura 3.2 - Floclador hidráulico do tipo chicanas horizontais. Fonte: Vianna (2002).

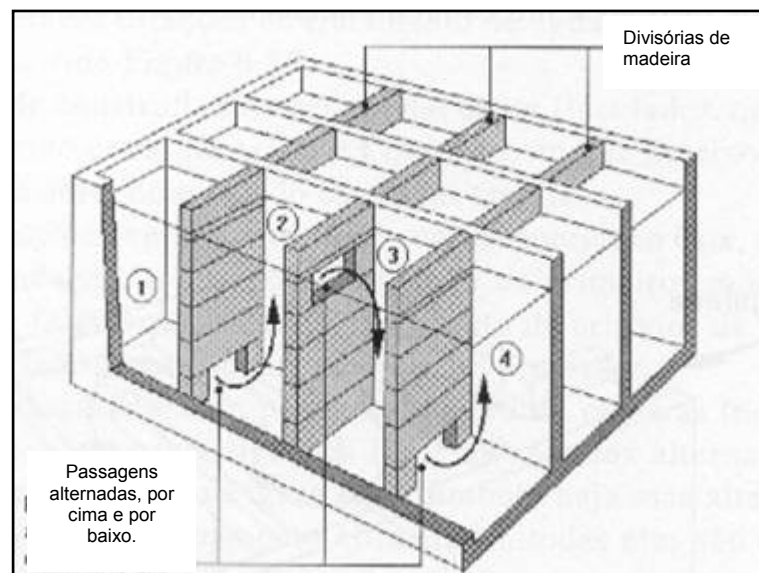


Figura 3.3 - Floclador hidráulico do tipo chicanas verticais. Fonte: Vianna (2002).

### ***Floculador tipo Cox***

O escoamento da água se dá em câmaras construídas alinhadas e suas interligações se alteram em posições superiores e inferiores (Figura 3.4). Apesar deste tipo de floculador apresentar reduzido número de compartimentos, ele tem como desvantagem a desuniformidade do grau de agitação conferida à massa líquida (Vianna 2002).

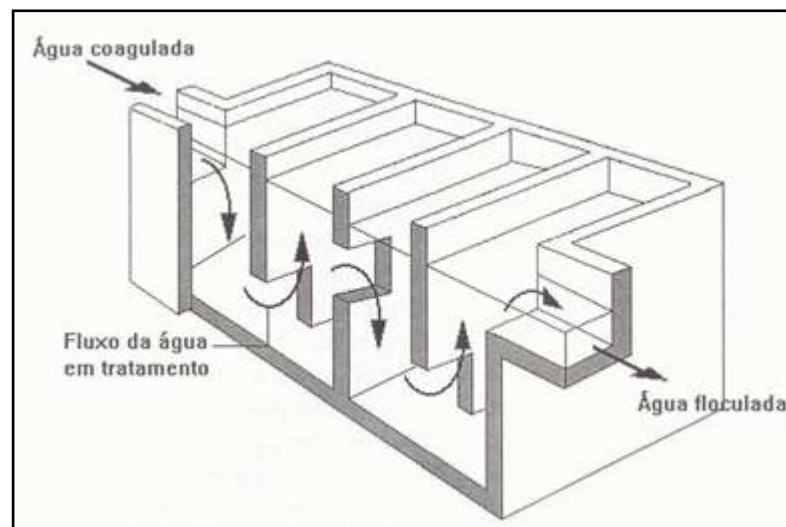


Figura 3.4 - Floculador hidráulico do tipo Cox. Fonte: Vianna (2002).

### ***Floculador tipo Alabama***

Neste tipo de floculador, todas as passagens de água de um compartimento para outro se localizam na parte inferior (Figura 3.5). A água em tratamento, ao entrar num compartimento através da passagem que o interliga com o de montante, é defletida para cima. Em seguida, para que ela passe ao compartimento de jusante, deverá descer, pois é também embaixo que se encontra a próxima passagem de interligação. Os flocos trazidos pela corrente efluente, de sentido ascendente, chocam-se com os levados pela corrente, de sentido descendente resultando o crescimento dos flocos (Vianna 2002).



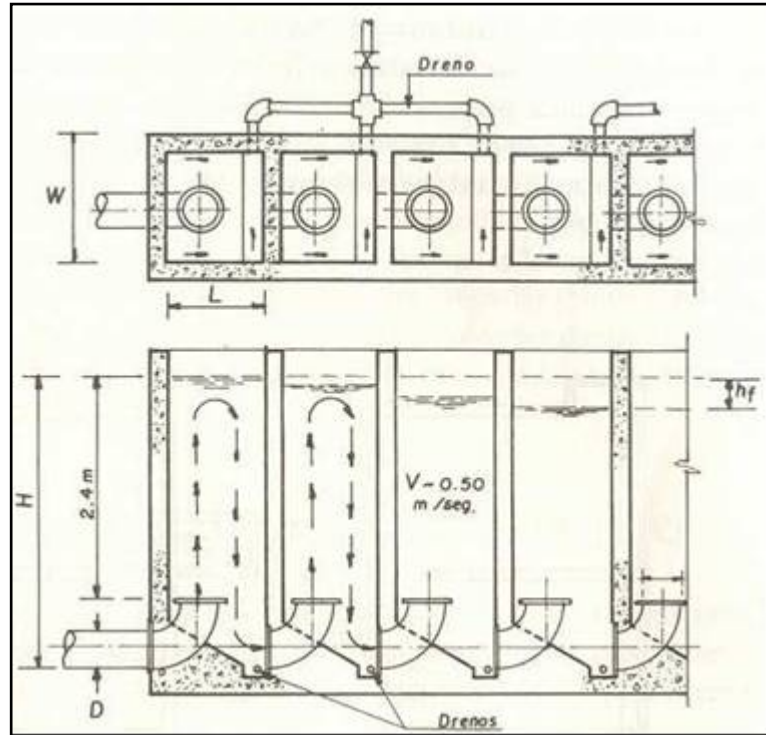


Figura 3.5 - Floculador do tipo Alabama. Fonte: Richter e Netto (1991).

### **Floculador de bandejas perfuradas**

Segundo Vianna (2002), neste floculador, a água é sempre introduzida na parte de cima de cada câmara (Figura 3.6). Ao escoar no sentido descendente, ela passa através de orifícios existentes numa sucessão de bandejas perfuradas, interpostas perpendicularmente à direção do fluxo para geração de turbulência e formação de flocos.

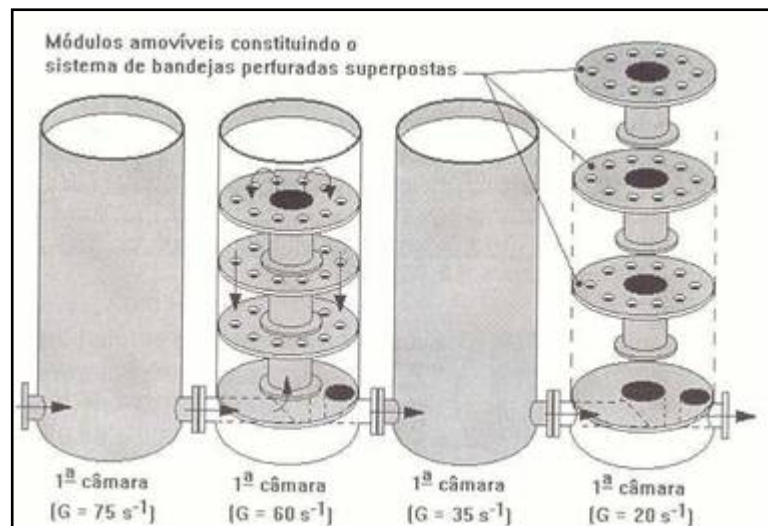


Figura 3.6 - Floculador do tipo bandejas perfuradas. Fonte: Vianna (2002).

### ***Floculador em meio granular***

Constituem de uma estrutura em forma de tronco de pirâmide ou tronco de cone enchida com material granular, normalmente seixos rolados. A água em tratamento é introduzida na base menor da estrutura, e percorre o meio granular em direção à sua base maior. Ao passar pelos interstícios do meio granular, a água é agitada para a formação de flocos (Figura 3.7). A sua desvantagem é que ele não suporta bem grandes variações na qualidade da água bruta, especialmente para valores altos de turbidez (Vianna 2002).

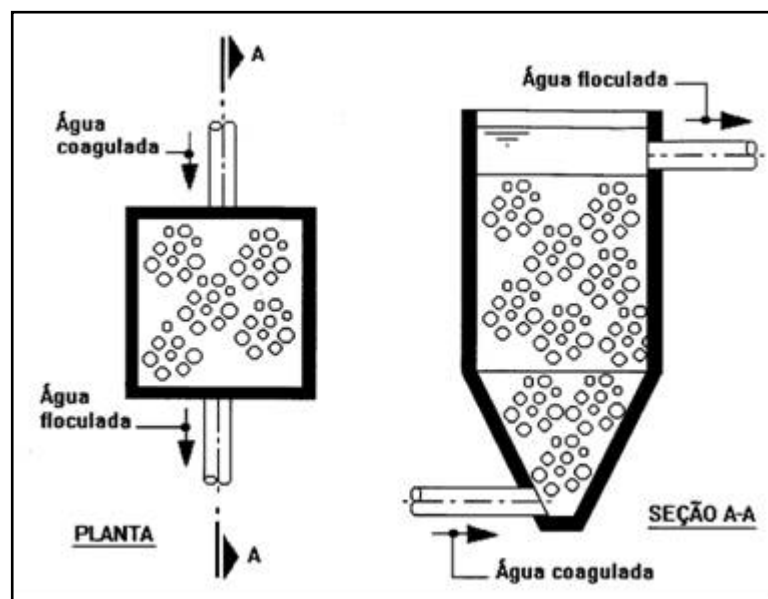
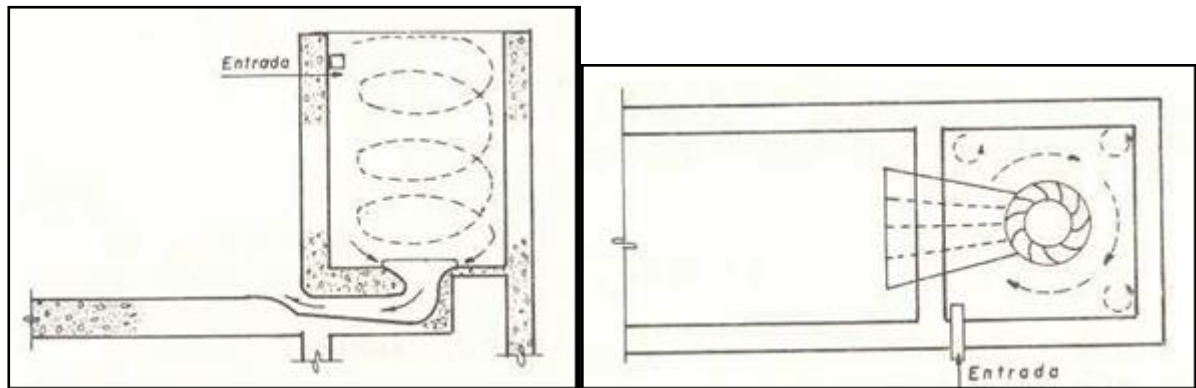


Figura 3.7 - Floculador em meio granular. Fonte: Richter e Netto (1991).

### ***Floculador de fluxo helicoidal***

Também chamado de fluxo tangencial ou de fluxo espiral, a energia hidráulica deste tipo de floculador (Figura 3.8) é usada para gerar um movimento helicoidal à água através de dispositivos de entrada e saída de fluxo localizado em sentidos opostos, criando um par mecânico e imprimindo um movimento de rotação da massa líquida (Arboleda, 1973; Richter e Netto, 1991).



(a)

(b)

Figura 3.8 - Floclador de fluxo helicoidal, (a) Vista em corte e (b) vista em planta. Fonte: Richter e Netto (1991).

### ***Floclador Tubular Helicoidal***

Neste tipo de floclador, o que confere a agitação da massa líquida é a sua concepção helicoidal que é dada quando se enrola uma mangueira em um tubo rígido (Figura 3.9). Segundo Carissimi (2003), o Floclador Tubular Helicoidal foi desenvolvido com o objetivo de ser um sistema compacto de floclação em linha, com o aproveitamento da energia do fluxo hidráulico para promover a agitação necessária à dispersão do coagulante e a geração dos flocos (aerados ou não) ao longo do reator.

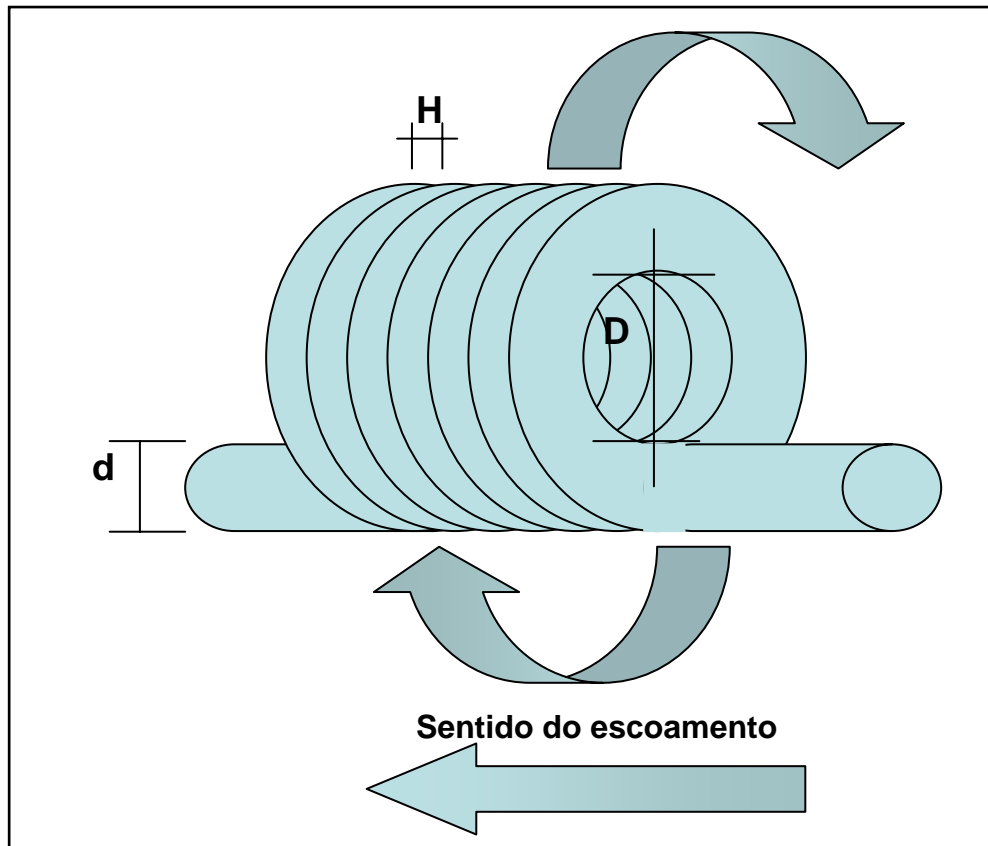


Figura 3.9 – Floculador Tubular Helicoidal. Em que H é a distância entre duas voltas, d é o diâmetro da mangueira e D é o diâmetro do enrolamento.

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

Por estes motivos, a seção seguinte apresentará um maior detalhamento deste tipo de floculador, que é objetivo da presente pesquisa.

#### 3.1.4 FLOCULADOR TUBULAR HELICOIDAL

A proposta deste tipo de floculador foi iniciada por Grohmann et al. (1981), quando, em seus estudos, verificou uma melhor dissipação efetiva de energia com baixos índices de curtos circuitos e zonas mortas. E outros autores como Vigneswaran (1986), Al-Hashimi (1989), Elmaleh (1991), Hameed (1995) e Carissimi (2003)

verificaram uma maior eficiência na separação sólido/líquido que em flocladores convencionais.

O Floclador Tubular Helicoidal é um sistema compacto de floclação em linha para a formação de flocos (aerados ou não) que aproveita a energia cinética do fluxo hidráulico em um reator tubular helicoidal para promover a agitação necessária à dispersão de floclante e formação de flocos com baixo tempo de residência (Carissimi, 2003). A Figura 3.10 apresenta a formação de flocos neste tipo de floclador.



Figura 3.10 – Formação de flocos no Floclador Tubular Helicoidal Fonte: Carissimi, 2003.

Devido à concepção helicoidal, o escoamento deste floclador se diferencia dos demais. O próximo item irá abordar como se comporta o escoamento em tubos helicoidais e apresentará os parâmetros que caracterizam este tipo de escoamento.

### 3.1.5 ESCOAMENTO EM TUBOS HELICOIDAIS

Escoamento em tubos helicoidais tem muita importância em diversos ramos da engenharia, como, por exemplo, em trocadores térmicos, reatores químicos, tubos de descarga de máquinas, oleodutos, tubos de transporte de gases e líquidos entre outros.

Embora a exploração teórica e experimental de escoamentos em tubos curvados serem de origem recente, tem sido muito enfatizado que este tipo de escoamento é muito mais complexo que em tubos retos.

Para se iniciar o estudo do escoamento em tubos helicoidais, primeiramente será abordada a configuração mais simples desse escoamento em que o tubo é curvado em forma de toróide<sup>4</sup>, isto é, tubos helicoidais ausente de passo (sem espaçamento entre voltas,  $p = 0$ ). A análise do escoamento em tubos toroidais, começou em 1927 por Dean, quando introduziu o conceito de escoamento secundário, em que aparecia quando um tubo de escoamento era curvado na forma de um toróide. Sua ocorrência é devido à diferença do momento axial entre as partículas de fluido do centro e a região da parede devido às mudanças constantes de direção. O fluido do centro sofre força centrífuga maior que o fluido próximo à parede, na qual são puxados em sua direção em dois diferentes vórtices. Segundo Al-Hashimi e Ashjyan (1989), este escoamento secundário causa o transporte transversal do escoamento do fluido através da seção transversal do tubo. Para duplicar o escoamento e formar escoamento secundário, o máximo do perfil de velocidades é deslocado do eixo do tubo em direção a parede externa causando no elemento de fluido, movimentos helicoidais (Austin, 1973 e Gnielinski, 1986). A Figura 3.11 representa os caminhos dos elementos de fluido na seção transversal de um tubo toroidal, onde as direções do movimento de fluido são representadas por vetores. Nela pode ser observado que os dois vórtices formados são equidistantes da linha central e os movimentos do fluido são em forma de “c” em direções opostas.

---

<sup>4</sup> Toróide é uma superfície descrita pelo movimento de uma circunferência não centrada na origem em torno de um eixo de rotação.

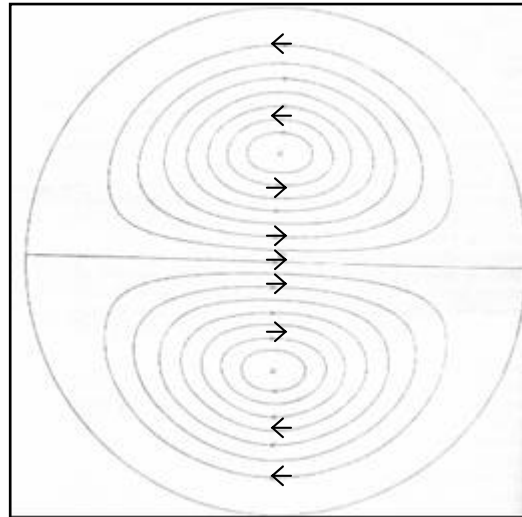


Figura 3.11 - Linhas do movimento do fluido na seção transversal de um tubo toroidal.

Dean (1927), comprovando os experimentos de Eustice (1911), apresentou a linha de corrente em planta, para pequenas curvaturas, como mostra a Figura 3.12. Onde, um fluido no plano central e próximo a parede interna do conduto se desloca em direção à parede externa. Mas quando esta linha de corrente se aproxima da parede externa do tubo, ela se quebra em duas, uma que percorre do limite do tubo para a parede interna, acima do plano central, e outra com movimento similar abaixo do plano central, retornando a parede externa novamente. Comprovando exatamente o que a teoria afirma em que o escoamento se divide em duas partes formando vórtices.

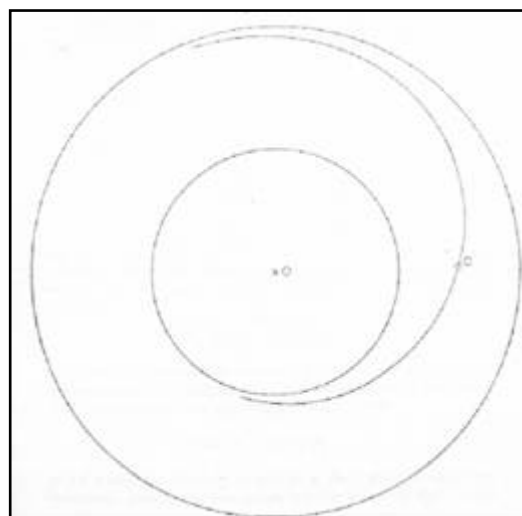


Figura 3.12 – Planta baixa da linha de corrente em um toróide.

Para se verificar o efeito desses vórtices devido à curvatura do tubo onde ocorre o escoamento, nas próximas seções serão discutidos o efeito da curvatura (número de Dean), além do efeito da torção no escoamento devido ao passo dos tubos helicoidais (número de Germano).

### ***Número de Reynolds***

Para se verificar a influencia da curvatura e da torção no escoamento em tubos helicoidais, se faz necessário analisar primeiramente o efeito do número de Reynolds no escoamento em tubos, pois, este parâmetro afeta no efeito da curvatura e torção, como será visto mais adiante.

O regime de escoamento em tubos pode ser classificado como laminar ou turbulento, dependendo do número de Reynolds (Re),

$$\text{Re} = \frac{\rho \cdot U \cdot d}{\mu} \quad (3.8)$$

Na equação acima,  $\rho$  representa a massa específica do fluido,  $U$ , a velocidade média do escoamento,  $d$ , o diâmetro do tubo e  $\mu$ , a viscosidade dinâmica do fluido.

Um escoamento laminar é aquele no qual o fluido escoar em lâminas ou camadas, onde não há mistura macroscópica de camadas adjacentes de fluido. Já para escoamentos turbulentos, o fluido escoar de maneira desordenada devido a pequenas flutuações de velocidades.

O escoamento em tubos retos é laminar para Re menores que 2.000 e se torna turbulento para Re superiores a 4.000. Entre 2.000 e 4.000 encontra-se uma zona crítica, de transição, na qual não se pode determinar analiticamente a perda de carga no tubo.



Contudo, alguns autores, como Austin (1973) e Elmaleh e Jabbouri (1991), mostram que nos escoamentos em tubos helicoidais, o número de Reynolds crítico ( $Re_c$ ) pode ser até quatro vezes maior que em tubos retos, onde  $Re_c$  é o limite do regime de escoamento laminar. De acordo com Ito (1959), o valor de  $Re_c$  para escoamentos em tubos helicoidais pode ser dado pela relação,

$$Re_c = 20.000 \left( \frac{d}{D} \right)^{0,32} \quad \text{para} \quad 0,016 < \frac{d}{D} < 0,067 \quad (3.9)$$

onde  $D$  é o diâmetro de enrolamento da mangueira e  $d$  é o diâmetro da mangueira.

Mishra e Gupta (1979) apud Galier et al. (2003), também fixaram o limite entre o regime laminar e turbulento pela Equação 3.9, mas para uma faixa maior de  $\frac{d}{D}$ ,

$0,003 < \frac{d}{D} < 0,15$  e uma nova restrição que relaciona o espaçamento entre voltas,  $H$ ,

$$0 < \frac{H}{D} < 25,4.$$

Recentemente, Ko e Ting (2004) propuseram uma nova formulação para  $Re_c$ , e uma

faixa mais ampla de  $\frac{d}{D}$ ,  $0,01 < \frac{d}{D} < 0,3$

$$Re_c = 2100 \left[ 1 + 12 \left( \frac{d}{D} \right)^{0,5} \right]. \quad (3.10)$$

O início da turbulência nos escoamentos em tubos helicoidais é retardado, devido à perda de carga, para esses tubos, ser bem maior que em tubos retos. Isto ocorre, porque da energia total, grande parte é consumida nas mudanças de direções do escoamento devido sua concepção helicoidal e, o restante dessa energia é consumida no contato entre partículas. Esta pequena parte que é a energia requerida para dar turbulência ao escoamento, acarreta um retardo no regime do escoamento.

### 3.1.5.1 Parâmetros que caracterizam o escoamento em tubos helicoidais

Devido à simples geometria e inúmeras aplicações, o escoamento através de tubos retos tem sido estudado com maior ênfase que em tubos com curvatura e torção. A seguir, os parâmetros que caracterizam o escoamento em tubos enrolados helicoidemente serão melhor abordados.

#### ***Efeito da curvatura (número de Dean)***

Dean (1927, 1928) apresentou a base teórica do escoamento em tubos toroidais (Figura 3.13) com a exibição do padrão de escoamento secundário típico com dois vórtices, válido somente para baixos números de Reynolds ( $Re$ ), escoamento laminar e pequena curvatura<sup>5</sup>, sendo  $k_t$  a curvatura de um toróide,

$$k_t = d / D. \quad (3.11)$$

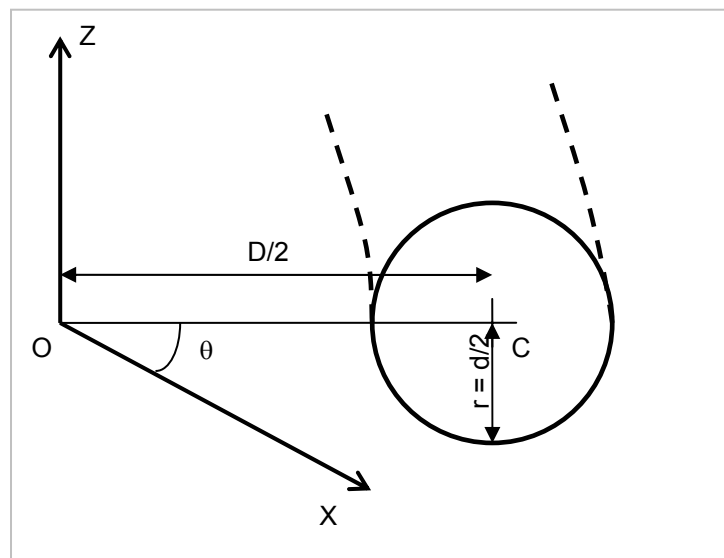


Figura 3.13 – Representação gráfica da seção de um tubo curvado.

Baseado no número de Reynolds, um segundo parâmetro adimensional, mais tarde chamado de número de Dean,  $Dn_T$ , foi introduzido para caracterizar a magnitude e a forma do movimento secundário do escoamento através de torus. Sendo, o

<sup>5</sup> Curvatura ( $\kappa$ ) é a taxa de variação do vetor tangente unitário  $\mathbf{T}$  em relação à  $s$ .

parâmetro mais importante para caracterizar o escoamento helicoidal, segundo Austin (1973),

$$Dn_T = Re k_T^{1/2} \quad (3.12)$$

sendo

$$Re = \frac{d \cdot u}{\nu} \quad (3.13)$$

onde  $u$  é a velocidade axial do tubo e  $\nu$  a viscosidade cinemática do fluido.

Em tubos helicoidais, o efeito da torção modifica a equação de Dean de um tubo ( $Dn_T$ ) para um helicóide ( $Dn_H$ ) onde,

$$Dn_H = Re \varepsilon^{1/2} \quad (3.14)$$

onde  $\varepsilon = \kappa_H r$ , chamada de curvatura adimensionalizada.

E a curvatura para um helicóide ( $\kappa_H$ ) segundo Germano (1982) é,

$$\kappa_H = \frac{R}{R^2 + p^2} \text{ (Figura 3.14).} \quad (3.15)$$

sendo  $p = \frac{H}{2\pi}$ , onde  $p$  é o passo do enrolamento da mangueira e o  $H$  é a distância entre voltas.

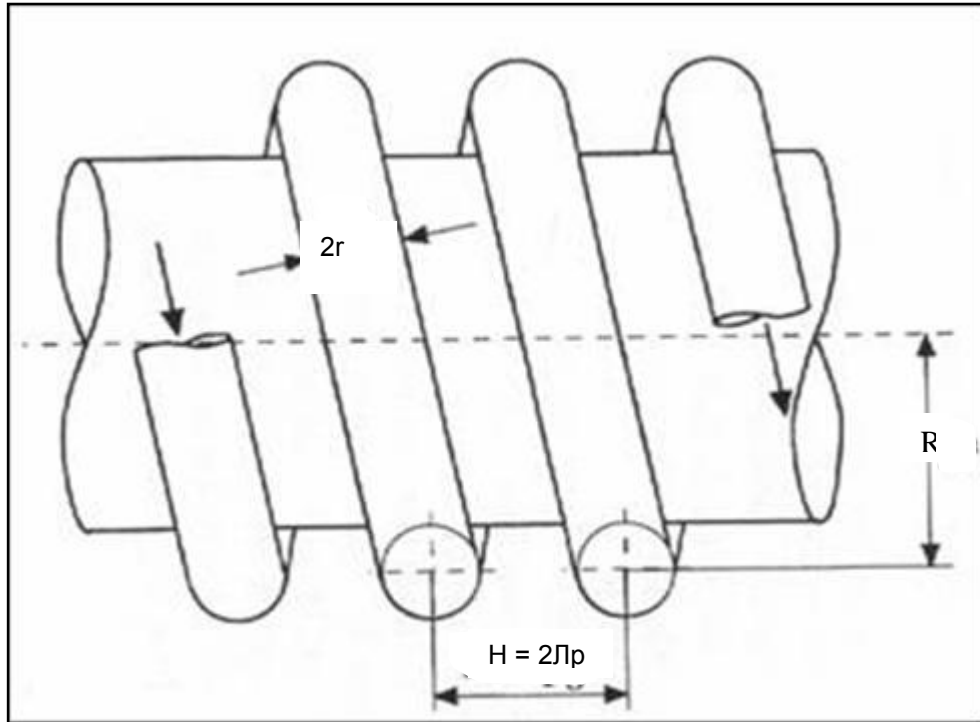


Figura 3.14 – Geometria do tubo helicoidal.

Alguns autores como Elmaleh e Jabbouri (1991), apesar de terem estudado escoamentos em tubos helicoidais, admitiram o valor do número de Dean para o toróide, não levando em consideração o passo dos tubos helicoidais. A Figura 3.15 apresenta a relação entre o número de Dean para os tubos helicoidais avaliados no presente trabalho e o valor de Dean considerando-o como um toróide. Pode-se verificar que o  $Dn_H$  é maior que o  $Dn_T$  influenciando nas análises de resultados.

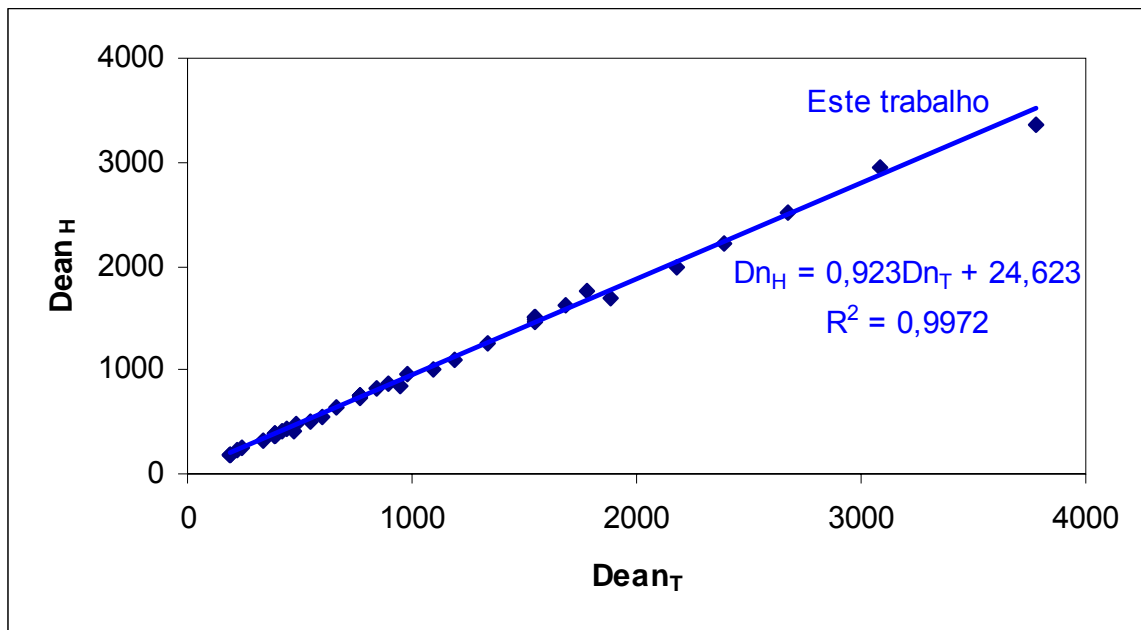


Figura 3.15 – Relação entre o número de  $Dn_H$  e  $Dn_T$ .

### ***Efeito da torção (número de Germano)***

Para o escoamento em tubos helicoidais, além do efeito de curvatura existe o efeito de torção que é introduzido ao se transformar um toróide em helicóide. Uma das primeiras pesquisas que introduziu o efeito de torção no escoamento em tubos helicoidal foi apresentada por Germano (1982).

Segundo Germano (1982), o efeito da torção no escoamento em tubos helicoidais não está totalmente compreendido, assim estendendo as equações de Dean para escoamentos em tubos helicoidais, Germano (1982, 1989) estudou o sistema de coordenada helicoidal ortogonal e usou isto para resolver problemas de escoamento laminar com pequeno raio de torção e curvatura, onde mostrou que o escoamento em tubos helicoidais não depende somente do  $Dn_H$ , mas também de um parâmetro relacionado com a torção. Assim, surgiu um terceiro parâmetro adimensional definido como número de Germano,  $Gn$ , introduzido por Liu e Masliyah (1994), onde  $\tau$  é a torção do helicóide.

$$Gn = (\tau \cdot r) Re \quad (3.16)$$

Germano (1982) definiu, como mostra a Figura 3.14, o passo como  $p$ , a curvatura como  $k_H$  e a torção como  $\tau$  para tubo helicoidal e é calculada como

$$k_H = \frac{R}{R^2 + p^2} \quad \text{e} \quad (3.17)$$

$$\tau = \frac{p}{R^2 + p^2} \quad (3.18)$$

A Equação 3.14 representa o número de Reynolds corrigido quando o escoamento ocorre em tubos toroidais devido à curvatura do tubo e a Equação 3.16 é o Re para escoamentos em tubos helicoidais, modificado pela torção do tubo.

## 3.2 ESTADO DA ARTE

### 3.2.1 ESCOAMENTO EM TUBOS HELICOIDAIS

Arranjos helicoidais tubulares são usados em muitos processos que envolvem temperatura e transferência de massa, onde suas vantagens são minimização da dispersão longitudinal e maximização das correntes secundárias, acarretando compacto espaço e mostrando melhores coeficientes de transferência de calor que em tubos retos (Hameed et al., 1995).

O escoamento em tubos helicoidais é caracterizado pela existência de escoamento secundário devido à presença de forças centrífugas. Eustice (1910, 1911) e Taylor (1929) foram os primeiros a demonstrar a existência do escoamento secundário com injeção de tinta na água de escoamento através de tubos enrolados.

Eustice (1910), em seus experimentos, investigou o efeito da curvatura para o escoamento de água através de tubos flexíveis de borracha, retos e curvados, com pressão constante ou variável. Contudo algumas dificuldades foram observadas por este autor, e anos mais tarde por Dean (1928), como uma lenta recuperação da borracha após a solicitação e a variação da resistência de escoamento devido as

diferentes curvaturas dos experimentos, mas isto foi contornado adotando experimentos em tubos de seção oval e analisando o efeito da variação da curvatura no comprimento do tubo, da forma e da área da seção para tubos curvados. Esses experimentos mostraram que a mudança do escoamento em tubo reto para tubos com curvaturas ou com aumento no número de voltas era acompanhada pelo incremento da resistência ao escoamento, devido ao aumento da perda de carga para os escoamentos em tubos curvados. Assim, observou que os escoamentos em tubos retos de seção ovais também possuíam maiores perdas de carga que os retos de seção circular, diminuindo a quantidade de escoamento. Foi observado também, que a quantidade de escoamento em tubos cilíndricos já era afetada para pequenas curvaturas.

Eustice (1911) fez testes em tubos de vidro, com a injeção de tintas coloridas, para mostrar a trajetória de escoamento em tubos de diversas formas, diâmetros e curvaturas onde podiam ser observadas, fotografadas e desenhadas.

O escoamento secundário em tubos toroidal com seção transversal elíptica foi estudado por Cuming em 1952, e mais tarde o resultado deste estudo foi explorado por Germano (1989) para casos em que o efeito de torção era atuante.

Berger et. Al. (1983) mostraram que o limite superior para o regime de escoamento laminar é aproximadamente  $Dn = 5.000$ . A Figura 3.16, apresentada por Berger mostra as linhas de corrente do escoamento secundário e a velocidade axial para  $Dn = 96$  e  $Dn = 606$ . O movimento da localização da velocidade máxima axial para a parede externa é evidente com o incremento de  $Dn$ , e as linhas de corrente do escoamento secundário continuam a se manifestar em estrutura de vórtice para altos valores de  $Dn$ . Devido a esse movimento dos vórtices para a parede externa, há uma redução considerável no escoamento em tubos curvados comparados com tubos retos e nesta figura se observa claramente que o fluido se movimenta lentamente próximo à parede interna e mais rápido próximo à parede externa.

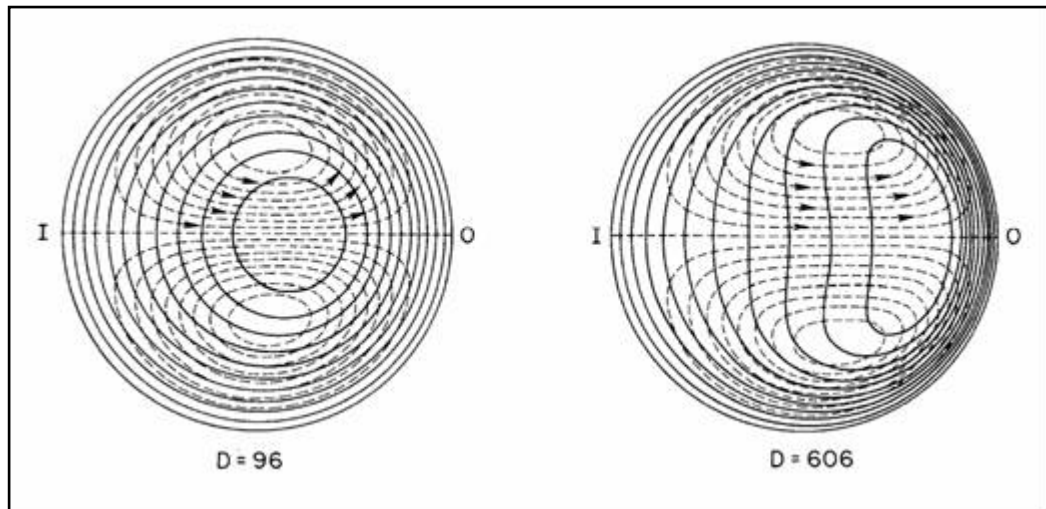


Figura 3.16 - Linhas de corrente do escoamento secundário (- - -) e a velocidade axial (—).

I se refere à parede interna e O a parede externa do tubo.

Como ressaltado por Cheng (2004), a maior vantagem do escoamento em tubos helicoidais é a ocorrência do escoamento secundário no plano normal ao conduto. Escoamento secundário aumenta a temperatura e a eficiência da transferência de massa comparada com tubos retos.

Dean (1927) iniciou o estudo com o sistema de coordenadas toroidal. Desde então, muitos trabalhos tem sido feitos, mas o efeito da torção tem sido raramente avaliado e os eventuais helicóides nos tubos são usualmente negligenciados. Nos experimentos conduzidos em tubos helicoidais é importante avaliar o efeito de torção nos escoamentos secundários.

### 3.2.2 FLOCULADOR TUBULAR HELICOIDAL

Um dos primeiros autores a estudar o Floculador Tubular Helicoidal, em laboratório, foi Grohmann et al. (1981), onde apresentaram uma unidade de floculação usando mangueiras enroladas helicoidalmente em um cilindro, a qual denominou de uma nova unidade de floculação com alta eficiência. Estes autores avaliaram a eficiência de remoção de fosfato e turbidez em leite desnatado diluído e esgoto, respectivamente, variando concentrações, tempo médio de residência (T), gradiente



médio de velocidade ( $G$ ), número de Reynolds ( $Re$ ) e dimensões geométricas do reator. Grohmann et al. utilizaram cloreto férrico como coagulante e para a montagem do floculador, um cilindro de 1m de diâmetro ( $D$ ) para enrolar mangueiras de diâmetros ( $d$ ) entre 6 e 14cm, com comprimentos variáveis entre 2,3 e 34m. Em seus experimentos, verificaram que a turbidez e a concentração total de fosfato foram reduzidas para 5% em somente 30 s de tempo de residência. Em comparação com floculadores convencionais, foi necessária menos quantidade de energia, isto é, menores gradientes de velocidades, para atingir o mesmo nível de floculação. Devido ao baixo tempo de detenção, Grohmann et al. sugeriram a utilização deste floculador como controle da etapa de floculação ou/e coagulação para regular a mudança da qualidade de água bruta ou de faixa de vazão.

Vigneswaran e Setiadi (1986) fizeram um estudo comparativo entre o Floculador Tubular Helicoidal e o teste de jarros, onde também observaram que este floculador possui melhor energia efetiva para a formação de flocos. Este estudo foi feito pelo fato de que o teste de jarros tem sido usado para determinar os parâmetros de projeto do tratamento de água, além do fato do teste de jarros não ser padronizado causando dificuldades de comparações, não correspondendo os resultados obtidos na ETA. As características do reator usado foram as seguintes: diâmetro do tubo ( $D$ ) de 10cm e diâmetro da mangueira ( $d$ ) de 0,95cm com 80m de comprimento. Uma suspensão artificial de argila caulinita de concentração conhecida foi usada para a água de tratamento e como coagulante foi utilizado o alumínio. A eficiência de floculação foi avaliada com a análise de alguns parâmetros, tais como, gradiente médio de velocidade ( $G$ ), tamanho e densidade dos flocos e turbidez remanescente. Os resultados mostraram que um menor tempo de floculação é necessário no FTH para atingir o diâmetro último de flocos que no teste de jarros. Outro importante resultado foi a verificação da energia de dissipação ser mais efetiva no FTH que no teste de jarros. Assim, estes autores concluíram que o FTH é mais eficiente devido ao escoamento ser mais próximo a um fluxo pistonado que no teste de jarros.

O estudo de Al-Hashimi e Ashjyan (1989) apresentou bom resultado de remoção de sólidos suspensos (SS) em água de rio usando FTH para diferentes diâmetros de mangueiras ( $d$ ). Os experimentos analisaram o efeito da dosagem do coagulante

alumínio, concentração inicial de sólidos,  $G$ ,  $T$ ,  $Q$  e  $d$  na remoção de sólidos suspensos (SS). O reator foi construído com  $D$  igual a 10cm e para a mangueira diâmetros de 0,80, 1,00 e 1,25cm. Os resultados mostraram que para altos níveis de turbidez inicial requeriam altos valores de  $G$  e baixo  $T$ , para diâmetro constante, isto porque maior volume de partículas acarreta a existência do fenômeno natural de floculação. E a porcentagem de remoção de SS dependeu do  $d$  e da turbidez inicial, onde aumentou com o incremento da turbidez.

Al-Hashimi e Ashjyan (1989), também concluíram que este floculador possui baixo custo inicial em comparação com o convencional; economia de espaço; baixo tempo de detenção; fácil operação e manutenção; e possibilidade de controlar  $G$  com a redução e incremento no tamanho da mangueira de acordo com o requerimento da qualidade de água.

Segundo Elmaleh e Jabbouri (1991), os floculadores são comumente designados a trabalhar com dados próximo aos coletados em teste de jarros. Todavia, o valor do parâmetro recomendado é na faixa de  $10-100 \text{ s}^{-1}$  para  $G$  e  $10^4-10^5$  para  $Ca$ . Entretanto, somente uma fração desta energia dissipada é de fato requerida para promover o contato entre partículas e crescimento de flocos, enquanto a energia remanescente é necessária para o transporte do fluido. Por isso, Elmaleh e Jabbouri (1991) estudaram a energia requerida para a floculação usando um FTH que possuía as seguintes dimensões:  $D = 10\text{cm}$ ;  $d = 0,6\text{cm}$ ;  $L = 2, 4 \text{ e } 16\text{m}$ . O coagulante utilizado foi o cloreto férrico e como suspensão sintética, a bentonita, ambos com concentrações conhecidas. Como o cálculo de floculadores é baseado no  $G$  e  $Ca$  que são derivados da energia total dissipada, estes parâmetros foram analisados e neste FTH, o  $G$  para a energia de floculação requerida foi menor que  $100 \text{ s}^{-1}$  que é o recomendado para a literatura para os floculadores convencionais.

Prandtl (1954) apud Elmaleh e Jabbouri (1991) quantificou a energia de dissipação pela razão  $f_h/f_L$  como sendo respectivamente o fator de atrito em tubos helicoidais e no tubo reto de mesmo diâmetro interno. Onde, em condições laminares, esta razão é dada pela equação,

$$\frac{f_h}{f_L} = 0,37 \cdot \left( \frac{Dn_T}{2} \right)^{0,36} \quad \text{para } 20 < Dn_T < 100 \quad (3.19)$$

em que  $Dn_T$  é o número de Dean para um toróide. Apesar de Elmaleh e Jabbouri (1991) terem estudado o escoamento em tubos helicoidais, propuseram uma formulação considerando o escoamento em um toróide. Isto influencia na avaliação dos resultados, pois como já verificado o valor de Dean é reduzido.

O fator de atrito para tubos helicoidais proposto por Srinivasan et al. (1970) para a variação de  $7 < D/d < 104$  é dado por,

$$\frac{f_h}{f_L} = \begin{cases} 1 & \text{para } Dn_T < 30 \\ 0,419 Dn_T^{0,275} & \text{para } 30 < Dn_T < 300 \\ 0,1125 Dn_T^{0,5} & \text{para } Dn_T > 300 \end{cases} \quad (3.20)$$

Após experimentos Manlapaz e Churchill (1980) recomendaram outras correlações apresentadas a seguir,

$$\frac{f_h}{f_L} = \left[ \left( 1 - \frac{0,18}{[1 + (35/Dn)^2]^{0,5}} \right)^m + \left( 1 + \frac{d/D}{3} \right)^2 \left( \frac{Dn}{88,33} \right) \right]^{0,5} \quad (3.21)$$

sendo  $m = 2$  para  $Dn < 20$ ;  $m = 1$  para  $20 < Dn < 40$ ; e  $m = 0$  para  $Dn > 40$ .

Contudo a Equação 3.19 não é influenciada pelo parâmetro de curvatura  $D/d$ , por isso Shah e Joshi (1987), após experimentos, sugeriram que esta equação seja usada para  $D/d < 3$  e tanto a Equação 3.19 e 3.20 sejam usadas para  $D/d > 3$ .

Poucos autores estudaram a relação entre parâmetros que afetam a floculação. Uma proposta de Elmaleh e Jabbouri (1991) foi uma relação entre  $Ca$  e  $Dn$ , levando em consideração o comprimento ( $L$ ) e o diâmetro ( $d$ ) da mangueira, onde os seus experimentos tiveram um erro de no máximo 5%,

$$Ca = 3,04 \frac{L}{d} Dn^{0,18} \quad (3.22)$$

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

Arfandy (apud Hameed et al.,1995) estudou a floculação de água com turbidez sintética usando diferentes tamanhos de floculadores tubulares enrolados helicoidalmente para escoamento laminar. Este estudo resultou boa floculação quando o seu volume foi em torno de  $500\text{ cm}^3$ ,  $G$  entre 15 e  $75\text{ s}^{-1}$  e  $Ca = 10^4$ .

O mais recente estudo feito com FTH foi apresentado por Carissimi (2003), onde desenvolveu as suas pesquisas neste tipo de floculador trabalhando na horizontal, diferente de todos outros estudos em que era de eixo vertical. Foram testados 5 modelos diferentes de FTH, com variação de comprimento e volume, para a geração de flocos em diferentes vazões de alimentação e foi selecionado o reator mais eficiente em termos de separação sólido/líquido. Onde os resultados mostraram que baixo  $T$ , flocos bem estruturados e alta eficiência no processo são as características desse tipo de floculador.

**CAPÍTULO 4**

---

**MATERIAIS E MÉTODOS**

## 4 | MATERIAIS E MÉTODOS

### 4.1 CARACTERÍSTICAS DA ÁGUA A SER UTILIZADA NA FLOCULAÇÃO

O conhecimento das características da água em estudo tem importância para se obter os parâmetros otimizados para a operação de uma ETA. Quando não se tem registro das características da água a ser utilizada, são desejáveis, no mínimo, três tipos de água, com características representativas de estiagem, de chuvas e de chuvas críticas. No presente estudo, o objetivo principal é o estudo de um tipo de floculador, por isso, para avaliar a eficiência deste floculador foi utilizado apenas um tipo de água.

Neste trabalho, a água a ser tratada foi sintetizada em laboratório com a introdução de argila na água tratada da CESAN, onde foram feitas duas observações para a definição da turbidez inicial requerida da água sintética. A primeira foi verificar a faixa média de turbidez observada nos rios do Espírito Santo, na qual foi adotada a turbidez de 50 UNT. Segundo Vasconcelos (2005), apesar da turbidez da água ter grande variação da época de seca para a época de cheias, o valor de 50 UNT é constantemente observado. E a segunda, foi definir um valor de turbidez onde o fenômeno natural de floculação não influenciasse na eficiência da remoção, que é observado quando a água possui grandes volumes de partículas, portanto elevada turbidez.

A água estudada apresentou as características mostradas na Tabela 4.1, onde a leitura de cada parâmetro foi feita antes de cada experimento.

Tabela 4.1 – Características da água sintética.

<b>Características da água</b>	<b>Valor</b>
Turbidez	50 UNT
pH	7,0±0,1
Temperatura	25±1°C

A medida da turbidez foi feita por meio de turbidímetro, equipamento de custo relativamente baixo, disponível nas ETA brasileiras. O turbidímetro (marca Hach, modelo 2100p, resolução de 0,01UNT e exatidão de  $\pm 2\%$ ) usado para mensurar as UNT foi calibrado com o padrão de suspensão do fabricante, e é apresentado na Figura 4.1. A maioria dos instrumentos usados para a determinação da turbidez, como é neste caso, possui uma fonte de luz que emite um feixe luminoso. Materiais em suspensão refletem uma porção da luz incidente (proporcional a turbidez presente), e a luz refletida é recebida por um detector fotoelétrico. A energia luminosa é então convertida em um sinal elétrico e expressa no painel do equipamento.

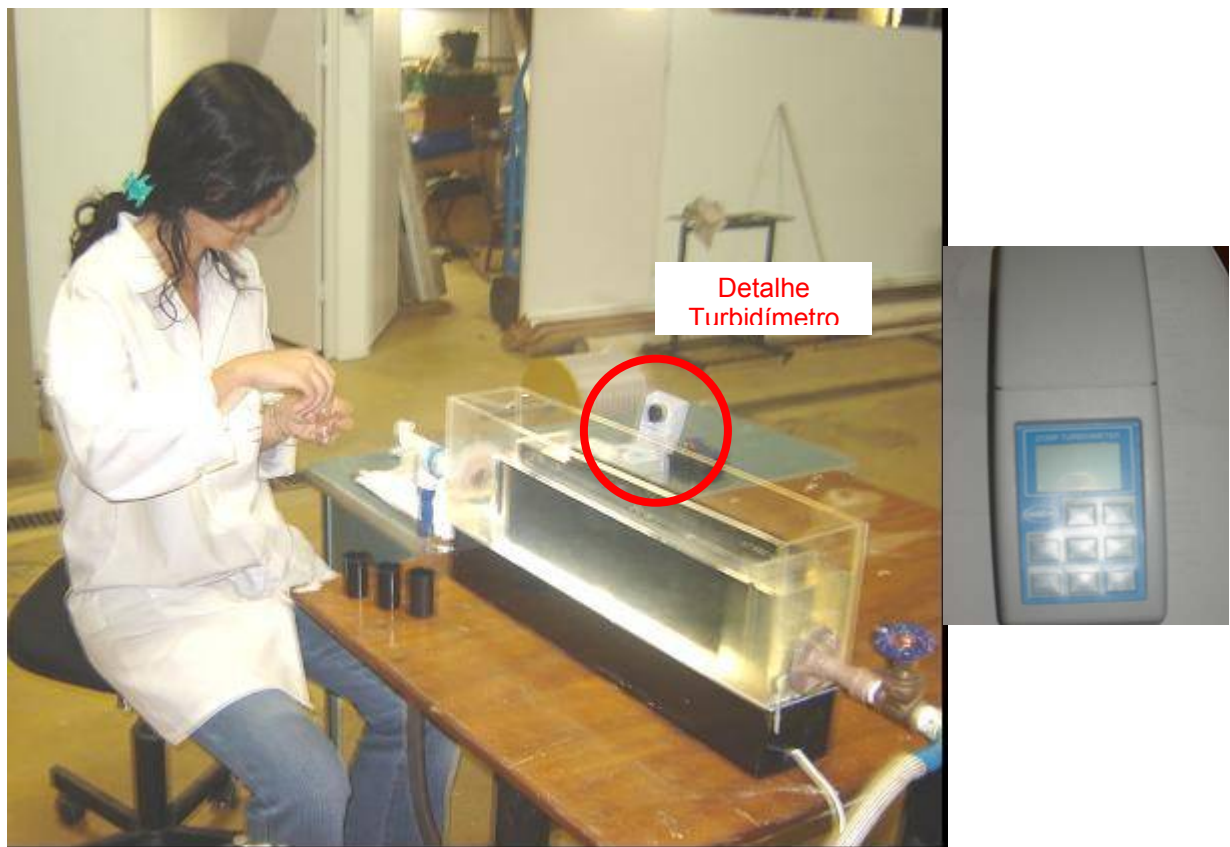


Figura 4.1 – Coleta de amostras e leitura de turbidez.

O potencial hidrogeniônico (pH) representa a concentração de íons de hidrogênio  $H^+$  (em escala anti-logarítmica), dando uma indicação sobre a condição de acidez, neutralidade ou alcalinidade da água. A faixa de pH é de 0 a 14. Em termos de tratamento, diferentes valores de pH estão associados a diferentes faixas de atuação ótima de coagulantes (Sperling, 1995). Para a leitura do pH foi utilizado um

aparelho chamado pHmetro (marca Extech's Oyster modelo 34135A, com precisão de  $\pm 0,02$ ).

Conforme Di Bernardi (2005), o conhecimento da temperatura, também é importante, devido a influencia nas reações de hidrólise do coagulante e em especial, no desempenho das unidades de mistura rápida e floculação, além de outras etapas. Para minimizar esses efeitos, a temperatura do laboratório foi mantida sempre constante.

Com relação à preparação e armazenagem, a água, antes a adição de argila, foi estocada em uma caixa d' água com volume suficiente para a realização de todos os ensaios, para que suas características mantivessem constantes. Em reservatório menor, onde era lançada a argila, a água foi estocada para um dia de ensaio, com concentração maior de turbidez que a requerida nos experimentos. Ligado a estas caixas havia um sistema controlador de vazões em que injetava, no sistema em estudo, uma vazão suficiente para que a água final ficasse com valor de turbidez requerido de 50 UNT (Figura 4.2). Para cada ensaio, a água foi homogeneizada por meio de um misturador mecânico.

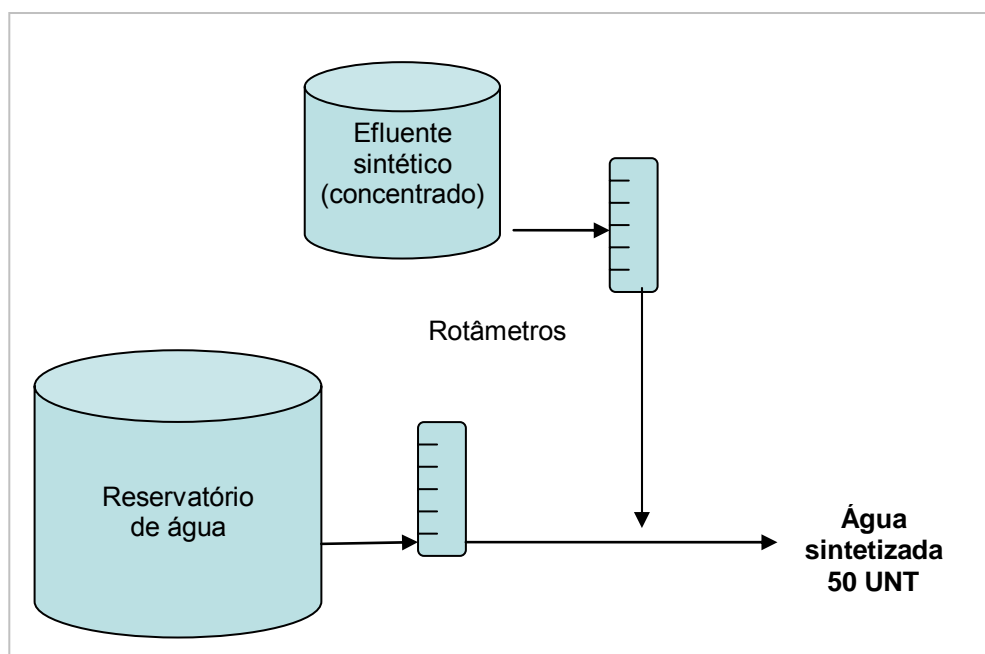


Figura 4.2 – Sistema de preparação da água em estudo.



## 4.2 PRODUTOS QUÍMICOS UTILIZADOS

Para a coagulação, utilizou-se o sulfato de alumínio devido à facilidade do transporte e do manejo, possuir baixo custo e ser produzido em várias regiões brasileiras. Este produto é a substância química mais amplamente usada para a coagulação em ETA, devido a excelente formação de flocos, além das características acima mencionadas.

O sulfato de alumínio utilizado neste estudo foi doado pela CESAN, a qual utiliza o mesmo produto no tratamento de água da Grande Vitória-ES.

Para que este reagente possa reagir, formando um precipitado, é necessário que a água, dentro da qual é colocado, contenha alguma alcalinidade, com isso, o hidróxido de sódio (NaOH) foi adicionado a água para aumentar a alcalinidade, antes da injeção do sulfato de alumínio.

O preparo destas soluções foi em volume suficiente para o uso de toda a pesquisa e armazenado em frascos plásticos para que se mantivessem suas características. Para a injeção dos produtos químicos no sistema foi feita uma agitação no recipiente antes do início de cada experimento.

## 4.3 ENSAIOS PRELIMINARES PARA A DETERMINAÇÃO DA DOSAGEM ÓTIMA DOS REAGENTES

Antes da realização dos ensaios previstos, houve a necessidade de se obter a dosagem ótima de coagulante e alcalinizante para que o floculador funcionasse de maneira mais eficiente. Para isso, o projeto das unidades de mistura rápida e de floculação de uma ETA deve basear-se em resultados experimentais realizados em instalações com reatores estáticos (teste de jarros), ou em instalações piloto de escoamento contínuo que será discutido a seguir.

### 4.3.1 Elaboração do diagrama de coagulação

Como visto anteriormente, partículas coloidais e microorganismos em geral apresentam carga negativa na água, impedindo a aproximação das mesmas. Por isso é necessário alterar a força iônica do meio, o que foi feito com a adição de sulfato de alumínio, caracterizando o fenômeno da coagulação.

Como o objetivo deste estudo é avaliar a formação de flocos, o mecanismo utilizado foi a varredura, por formar flocos maiores e mais facilmente que os flocos obtidos com a coagulação realizada no mecanismo de adsorção e neutralização de cargas. Neste caso, com a adição do coagulante sulfato de alumínio e dependendo do pH da mistura, ocorreu a formação de precipitados do tipo  $\text{Al}(\text{OH})_3$ . A coagulação realizada no mecanismo de varredura é recomendada quando se tem tratamento em ciclo completo, com coagulação, floculação e sedimentação antes da filtração, pois os flocos obtidos são facilmente removidos nos decantadores.

Para a otimização deste mecanismo, freqüentemente utiliza-se o teste de jarros que nos possibilita encontrar a dosagem ótima do coagulante, assim como a melhor faixa de pH.

Com isso, após a preparação da amostra de água a ser estudada, realizou-se ensaios no teste de jarros para obter as dosagens de produtos químicos a serem utilizadas nos experimentos, obtida por meio do diagrama de coagulação.

O diagrama de coagulação é muito importante para a operação de estações de tratamento, possibilitando a tomada de decisões tanto para a escolha da tecnologia de tratamento apropriada quanto para a otimização da coagulação, com considerável economia de produtos químicos. O diagrama é utilizado para a detecção das áreas de maior eficiência para a remoção de turbidez e cor. Quando não conhecemos os parâmetros da ETA, é ferramenta importante para o dimensionamento. Quando já conhecemos, é importante para controlar eficiência.

Como pode ser observado na Figura 4.3, para valores de pH entre 7,0 e 7,4, com dosagens superiores a cerca de 30 mg/L, tende a ocorrer a formação de

precipitados, onde isto é verificado pela baixa turbidez remanescente, caracterizando o mecanismo de varredura, cuja região ótima, está delimitada pelos pares de valores de dosagem de coagulante X pH de coagulação para boa eficiência de remoção de turbidez.

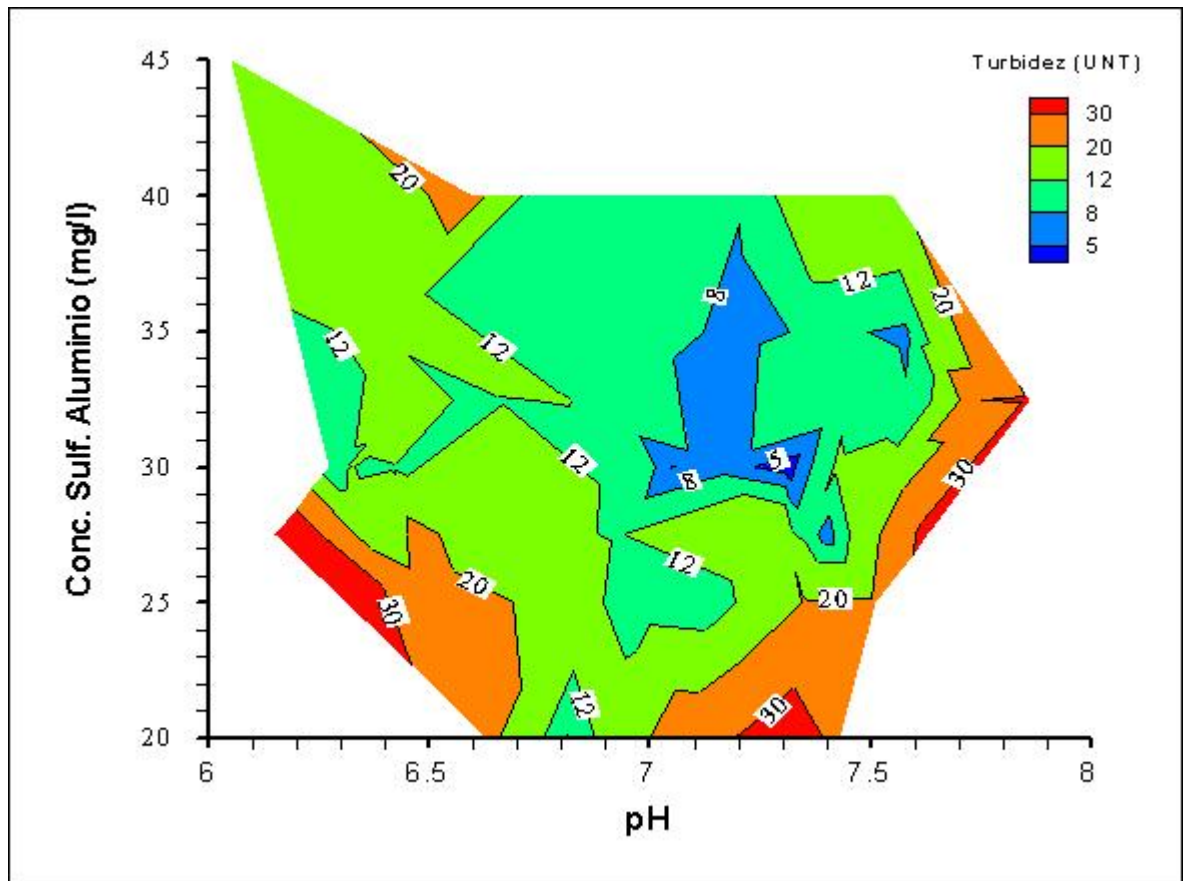


Figura 4.3 - Diagrama de coagulação do sulfato de alumínio destacado curvas com mesma turbidez remanescente.

Segundo Di Bernardo (2005), não há dosagem ótima de coagulante e tampouco pH ótimo de coagulação, termos geralmente usados na prática. Na verdade, há um par de valores “dosagem de coagulante X pH de coagulação”, considerado apropriado, que é selecionado levando-se em conta alguns aspectos, tais como a turbidez remanescente, os custos dos produtos químicos, entre outros. Neste caso, observando estes aspectos, escolheu-se o par 30 mg/L X 7,2 de valor ótimo para ser utilizado nos experimentos.

### **4.3.2 Testes no Floculador Tubular Helicoidal**

Com o par de pontos escolhido no diagrama de coagulação, iniciaram-se os experimentos no sistema montado no laboratório de hidráulica da UFES. Contudo, observou-se que não houve formação de flocos nesta dosagem devido ao baixo tempo de contato, apesar dos estudos de Vigneswaran e Setiadi (1986) mostrarem que um menor tempo de detenção é necessário no FTH para atingir o mesmo diâmetro de flocos que no teste de jarros devido à aproximação do escoamento ao fluxo tipo pistão. Com isso, houve a necessidade de se fazer testes no próprio FTH para se analisar a formação de flocos e se obter uma nova concentração do coagulante e alcalinizante.

Estes testes foram feitos acrescentando e reduzindo as concentrações dos produtos químicos até se obter uma combinação de concentrações de coagulante e alcalinizante que houvesse a formação de flocos, os quais foram realizados com análise visual dos flocos. As concentrações utilizadas nos experimentos foram as que formavam os melhores flocos, levando em conta a economia dos reagentes.

Nestes novos testes, foi observado que as dosagens tanto de coagulante quanto da acidificante foram maiores que as obtidas na teste de jarros, havendo a necessidade de alterar para estas dosagens na realização dos ensaios, onde as novas dosagens foram 45mg/L para o sulfato de alumínio e pH de 6,4. Com essas dosagens obtidas as bombas foram calibradas para a injeção dos reagentes no sistema.

## **4.4 CIRCUITO HIDRÁULICO**

### **4.4.1 Geometria do Floculador Tubular Helicoidal**

O FTH foi construído enrolando uma mangueira em torno de um cilindro de PVC, onde o passo era definido pelo incremento na elevação por revolução de volta. A mangueira utilizada foi com paredes rígidas o suficiente para não haver mudança de seção e não alterar o padrão de escoamento, como verificado por Eustice (1910) e Dean (1928).

O arranjo geométrico do FTH é mostrado nas Figuras 4.4 e 4.5. Na qual consiste uma mangueira de diâmetro interno  $d$  enrolada em torno de um cilindro de diâmetro externo  $D$  e espaçamento entre voltas  $H$  ( $d + 2$  vezes a espessura da parede).

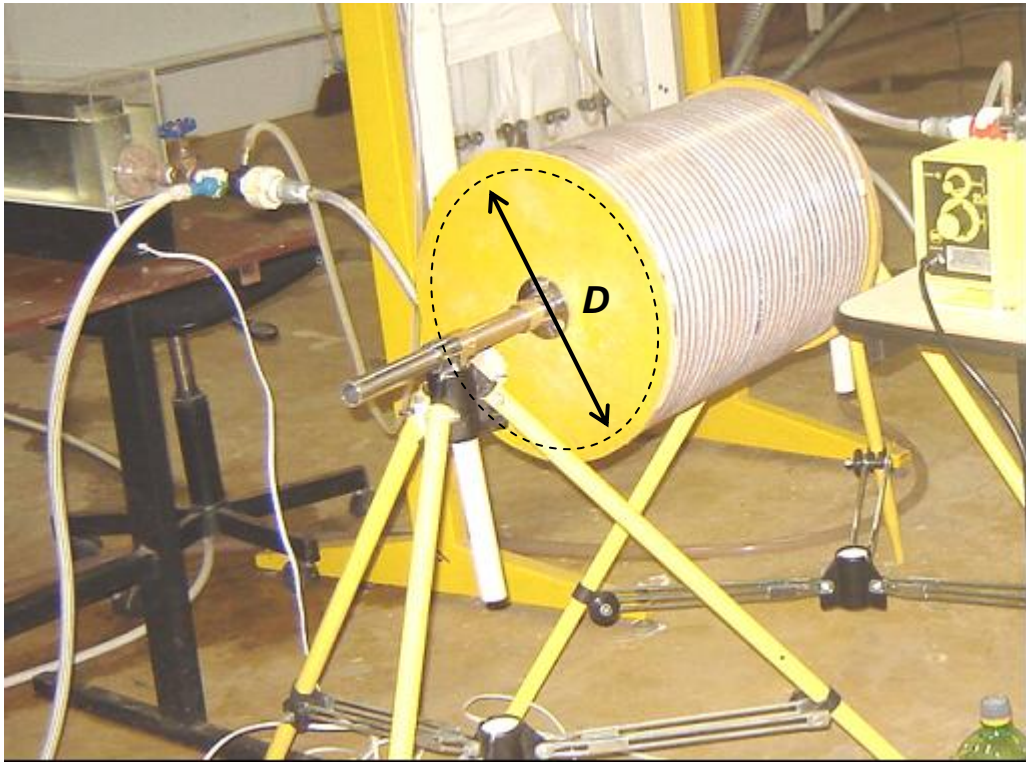


Figura 4.4 – Floculador Tubular Helicoidal (FTH). Onde  $D$  é o diâmetro de enrolamento.



Figura 4.5 – Vista superior do Floculador Tubular Helicoidal (FTH). Onde  $d$  é o diâmetro da mangueira e  $H$  é o espaçamento entre voltas.

Para a avaliação da eficiência do FTH foi variado o diâmetro da mangueira, o diâmetro do enrolamento e o espaçamento entre voltas, além da vazão de alimentação, conforme a Tabela 4.2, em combinações que serão apresentadas nas próximas seções.

Tabela 4.2 – Características dos FTH utilizados nos experimentos.

<b>DIÂMETRO MANGUEIRA</b>	<b>DIÂMETRO TUBO (mm)</b>	<b>ESPAÇAMENTO ENTRE VOLTAS (cm)</b>
5/16"(7,94mm)	50	0,89
	100	
	300	
3/8"(9,52mm)	50	1,05
	100	
	300	
1/2"(12,7mm)	50	1,37
	100	
	300	5,00
		10,00
		14,00

#### 4.4.2 Decantador

Apesar do estudo da sedimentação não ser um dos objetivos deste trabalho, houve a necessidade de se introduzir um decantador, após o FTH, pois a avaliação da eficiência de floculação é feita, normalmente, numa unidade de decantação.

A sedimentação é o fenômeno físico no qual, em decorrência da ação da gravidade, as partículas suspensas apresentam movimento descendente em meio líquido de



menor massa específica. A ocorrência da sedimentação das partículas suspensas propicia clarificação do meio líquido, ou seja, separação das fases líquida e sólida.

Uma das preocupações da inserção do decantador no sistema de tratamento foi de não alterar o resultado final da eficiência de floculação, não avaliando corretamente a taxa de turbidez remanescente, e assim, resultar a conclusões errôneas sobre esta unidade de floculação. Por isso, em todos os experimentos foi utilizado um mesmo decantador para afirmarmos que qualquer alteração na eficiência do sistema é devido a mudanças nas características do floculador, e não do decantador. Assim, para fixarmos os parâmetros do decantador, além de não variarmos as suas dimensões, fixou-se também uma vazão de 0,5l/min passando pelo decantador. Isto foi feito adotando um sistema de descarte, antes que a vazão total de escoamento passasse pelo decantador, o que pode ser observado na Figura 4.6.

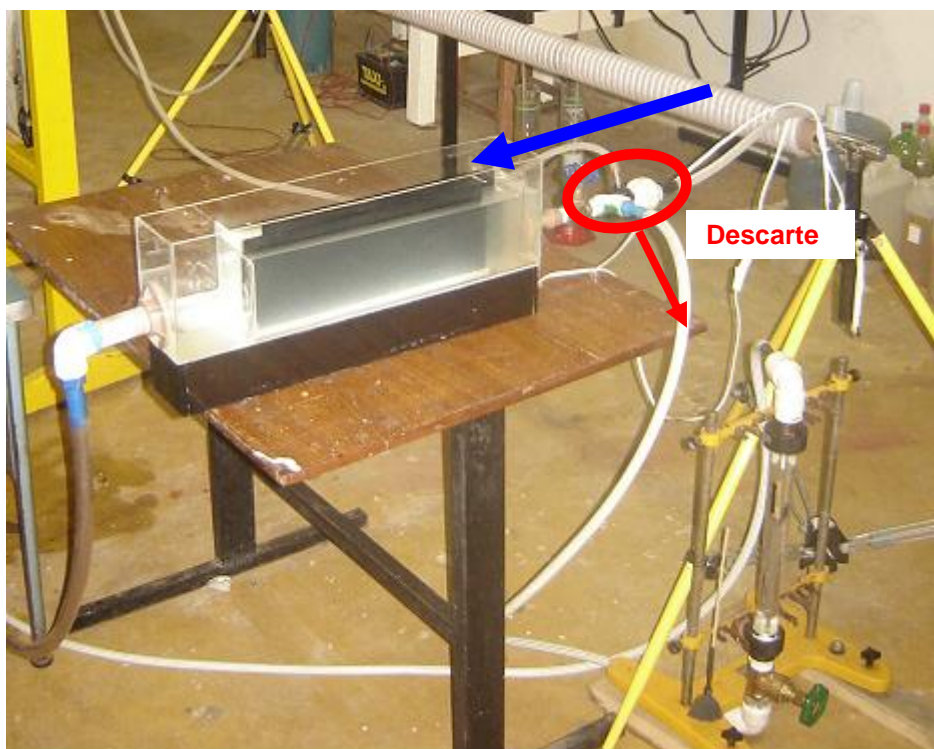


Figura 4.6 – Sistema de descarte de vazão.

A regulagem da vazão de descarte ocorria quando a vazão de escoamento era alterada, as quais são apresentadas na tabela 4.3.

Tabela 4.3 – Sistema de vazões apresentadas nos experimentos

CARACTERÍSTICAS	ESCOAMENTO	DECANTADOR	DESCARTE
VAZÃO l/min	0,5	0,5	0,0
	1,0		0,5
	2,0		1,5
	4,0		3,5

A primeira unidade de decantação utilizada havia somente uma câmara de decantação, contudo não foi eficiente, pois a turbidez remanescente se manteve próxima a turbidez inicial nas quatro vazões de estudo, não havendo números comparativos para a análise. Isto ocorreu por causa do baixo tempo de permanência no decantador em que os flocos saiam da unidade de sedimentação sem depositar. Por isso foi adotada uma unidade com três compartimentos para aumentar o tempo de decantação de modo que a turbidez remanescente fosse comparativa.

O decantador consiste em um tanque retangular com escoamento horizontal. Na Figura 4.7 pode ser observado: 1) a câmara de entrada da água floculada à unidades de decantação; 2) a entrada na unidade de decantação; 3) a unidade de decantação com três compartimentos; 4) o vertedor de saída onde se efetuava a coleta de água para análise da turbidez remanescente; e 5) a câmara de saída da água decantada.

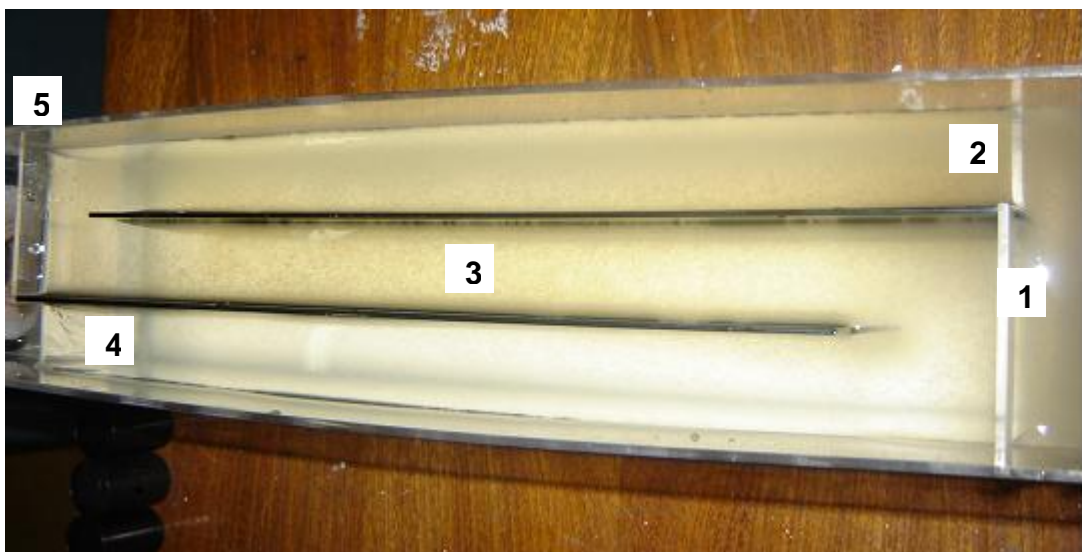


Figura 4.7 – Foto do decantador com detalhes de suas características.



O projeto do tanque de sedimentação levou em conta o tempo de detenção, capacidade do tanque, relação comprimento/largura, dispositivos de entrada e saída, velocidade do fluxo e limpeza. O período de detenção é igual ao volume do tanque dividido pela vazão, onde o volume do tanque foi calculado levando em conta a vazão de 0,5 l/min (já citada anteriormente) e o tempo de decantação usada no teste de jarros de 3,5 min. A Figura 4.8 apresenta o projeto do decantador. Para os dispositivos de entrada e saída, foi utilizado um vertedor retangular sem contração lateral para melhor a distribuição da água e reduzir a quebra dos flocos.

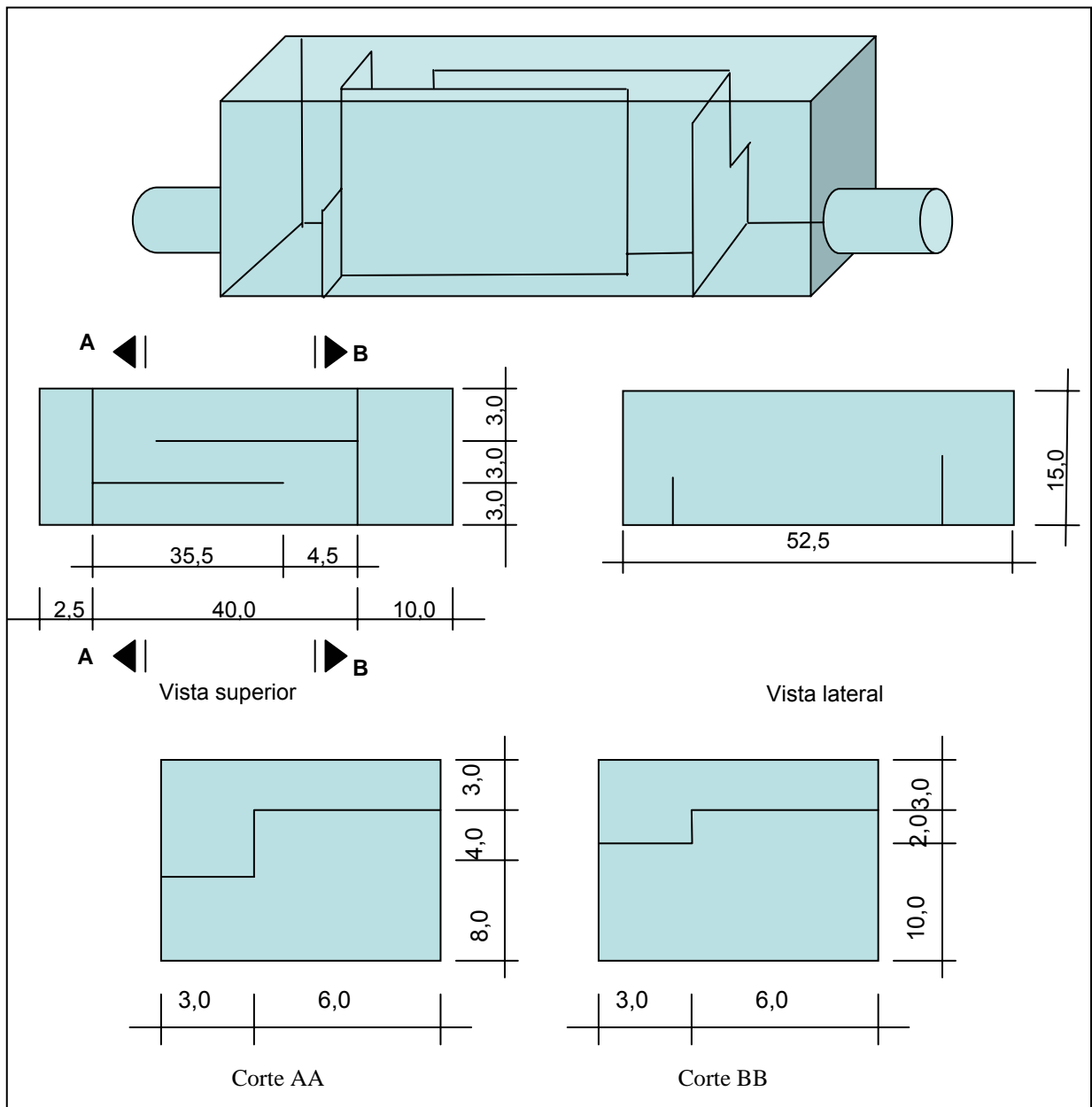


Figura 4.8 – Figura esquemática do flocculador com três compartimentos. Cotas em centímetros.

O tanque de sedimentação opera com fluxo contínuo, no qual a água flui continuamente através do tanque em regime permanente. A remoção do lodo foi feita ao término de cada experimento, esvaziando o decantador.

A coleta da água decantada foi feita num pequeno recipiente com volume suficiente para a leitura da turbidez, na saída do decantador. A coleta foi feita após um tempo de 3 vezes o tempo de detenção do decantador para que o escoamento estivesse ocorrendo em regime permanente.

#### **4.4.3 Apresentação do circuito hidráulico**

O sistema experimental está esquematizado na Figura 4.9, onde a base desse sistema de tratamento é a passagem da água a ser tratada através de uma unidade de floculação (FTH), em estudo, seguindo de uma unidade de decantação.

O circuito hidráulico (Figura 4.9) se inicia com a mistura da água do reservatório com o efluente sintético (concentrado), controlada por dois rotâmetros, para a obtenção da turbidez inicial requerida (50 UNT) para a remoção de turbidez. Em seguida, o alcalinizante (NaOH) e o coagulante ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  hidratado) foram adicionados ao sistema, nesta ordem. As dosagens das soluções foram efetuadas por meio de bombas dosadoras, alimentadas diretamente pelos tanques de acondicionamento do produto e encaminhadas ao local de aplicação. Logo após essas injeções, a água atravessa o FTH e em seguida o decantador, onde se efetuava a coleta de amostras para análise.

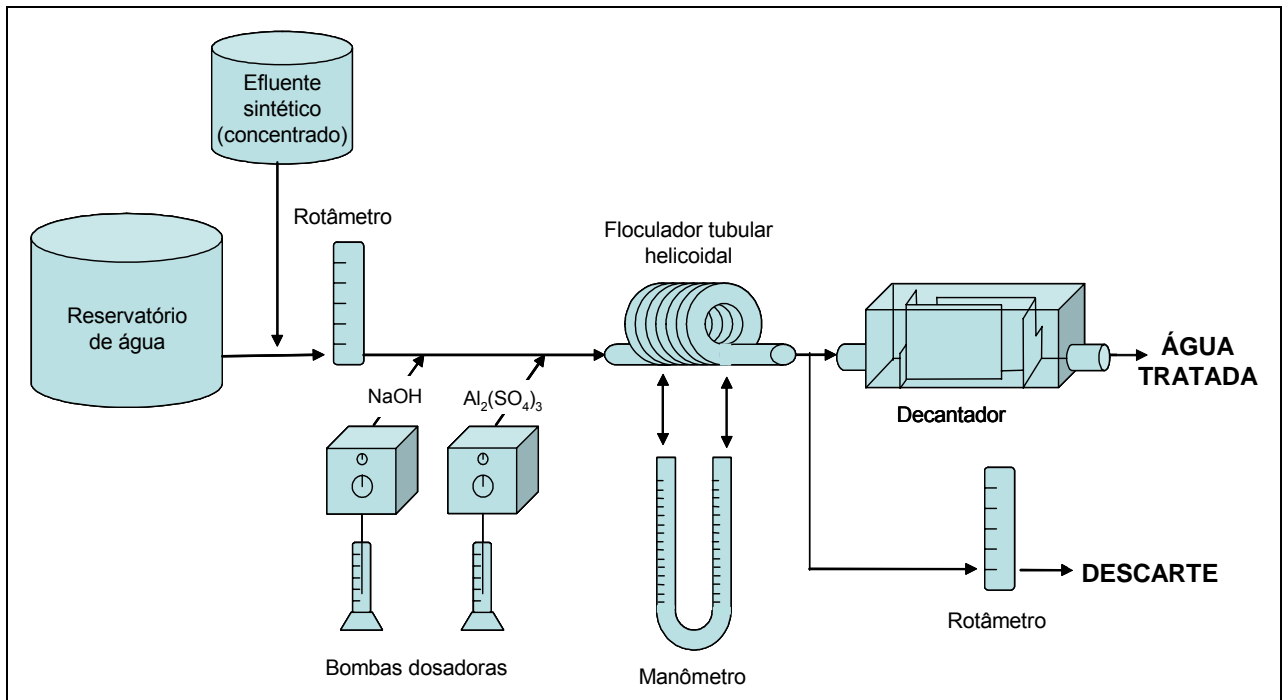


Figura 4.9 – Representação esquemática do sistema experimental.

Para cada amostra coletada foram executadas duas leituras da turbidez de forma que entre uma leitura e outra era realizada a agitação da amostra para se evitar a sedimentação do sólido em suspensão, onde foi adotada uma variação máxima de 1%. O valor da turbidez para cada amostra foi tomado como sendo a média aritmética entre os respectivos resultados.

Uma foto do sistema experimental que foi montado em laboratório é mostrada na Figura 4.10. E em detalhe (Figura 4.11), o ponto de coleta de amostras.

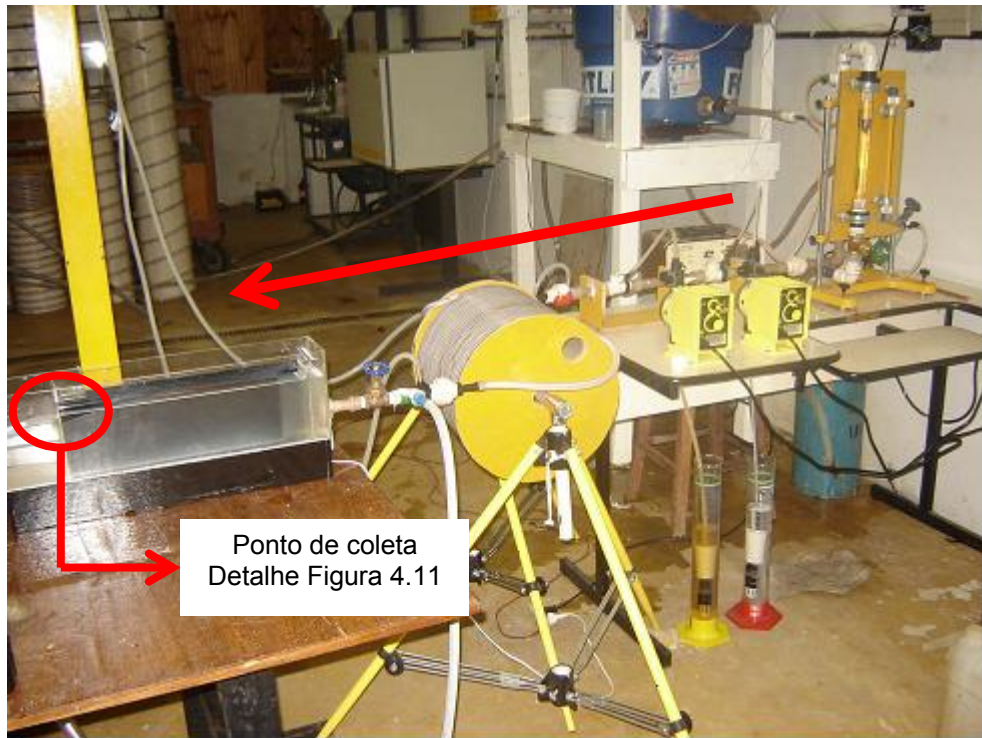


Figura 4.10 – Foto do sistema montado em laboratório, mostrando o sentido do fluxo de escoamento.



Figura 4.11 – Ponto de coleta de amostras.

#### 4.5 ENSAIOS REALIZADOS PARA ANÁLISE DA EFICIÊNCIA DO FLOCULADOR TUBULAR HELICOIDAL

Vários autores estudaram o escoamento em FTH e as principais características dos floculadores estudadas por estes autores são apresentadas na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 – Características de alguns FTH encontrados na literatura.

<b>AUTORES</b>	<b>d(cm)</b>	<b>D(cm)</b>	<b>H(cm)</b>	<b>DEAN</b>	<b>GERMANO</b>
<b>Grohmann(1981)</b>	6	100	6	1555	9
	14	100	14	981	19
<b>Vigneswaran(1986)</b>	0,95	10	0,95	576	7
<b>Al-Hashimi(1989)</b>	0,8	10	0,8	283	3
	1	10	1	436	5
	1,25	10	1,25	699	12
<b>Elmaleh(1991)</b>	0,6	10	0,6	336	2
<b>Hameed(1995)</b>	1,27	30	14	308	12
<b>Carissimi(2003)</b>	1,25	10	1,25	3584	60

Para o dimensionamento dos flocladores, primeiro foram observadas as características dos FTH estudados na literatura para meios comparativos. Com isso, verificou-se que os diâmetros mais pesquisados eram os encontrados no comércio. Com base nisso os flocladores foram dimensionados segundo a Tabela 4.2. Para cada diâmetro de mangueira (d) foram usados três diâmetros de enrolamento (D). Para os FTH de 01 a 09, não havia espaçamento entre as voltas de enrolamento (H), já para os demais as voltas foram espaçadas conforme mostrado na Tabela 4.5, totalizando doze FTH. Para todas as variações das características dos flocladores procurou utilizar no mínimo três variações para uma melhor análise de dados.

Tabela 4.5 – Características dos FTH estudados neste trabalho.

FLOCULADOR	d(cm)	D(cm)	H(cm)	Comprimento da mangueira (m)
FTH01	0,79	5	0,89	30,29
FTH02		10		
FTH03		30		
FTH04	0,95	5	1,05	21,07
FTH05		10		
FTH06		30		
FTH07	1,27	5	1,37	11,84
FTH08		10		
FTH09		30		
FTH10			10	
FTH11			14	
FTH12				

Em cada FTH foram estudadas quatro vazões de escoamento, 0,5, 1,0, 2,0 e 4,0l/min, totalizando 48 experimentos.

Para o dimensionamento dos floculadores, fixou-se o volume de cada floculador em 1,5l como base no volume de Carissimi (2003) em que estudou diversos floculadores sendo este o mais eficiente. Com base neste volume e nos diâmetros (d) escolhidos, pode-se calcular o comprimento de cada floculador como mostra a Tabela 4.5.

Após o dimensionamento dos floculadores e a montagem do sistema hidráulico, pode-se iniciar os experimentos, onde o objetivo foi verificar a eficiência de cada FTH. Para isso, o cálculo da eficiência do floculador é dada por

$$Eficiência (\%) = \left\{ 1 - \left( \frac{turbidez\ remanescente}{turbidez\ inicial} \right) \right\} \times 100 \quad (4.1)$$

A eficiência dos FTH estudados será dada pela remoção de turbidez da água. Apesar da turbidez não trazer inconvenientes sanitários diretos, é esteticamente desagradável na água potável, e os sólidos em suspensão podem servir de abrigo para microorganismos patogênicos (diminuindo a eficiência da desinfecção).

Para verificar a influência de cada parâmetro na eficiência do FTH foram analisados três números adimensionais: número de Camp, número de Dean e número de Germano, que, de acordo com a literatura, são parâmetros diretamente relacionados com a eficiência do Floculador Tubular Helicoidal.

#### **4.5.1 Análise da perda de carga**

Usualmente, o dimensionamento dos floculadores é baseado no gradiente de velocidade e no número de Camp, como foi visto nos capítulos anteriores. Onde, estes são derivados da energia dissipada no escoamento. A leitura da perda de carga deduz esta energia de floculação e com uma avaliação poderá ser verificado o seu efeito no escoamento.

Um manômetro foi inserido no FTH, na entrada e no final do floculador para avaliação da perda de carga nesta unidade. Após escorvado o sistema, o líquido sobe no manômetro a uma altura " $h$ ", correspondente á pressão interna (Figura 4.12). Os valores obtidos foram convertidos para metro de coluna d'água e aplicados na fórmula do gradiente de velocidade (Equação 3.6).

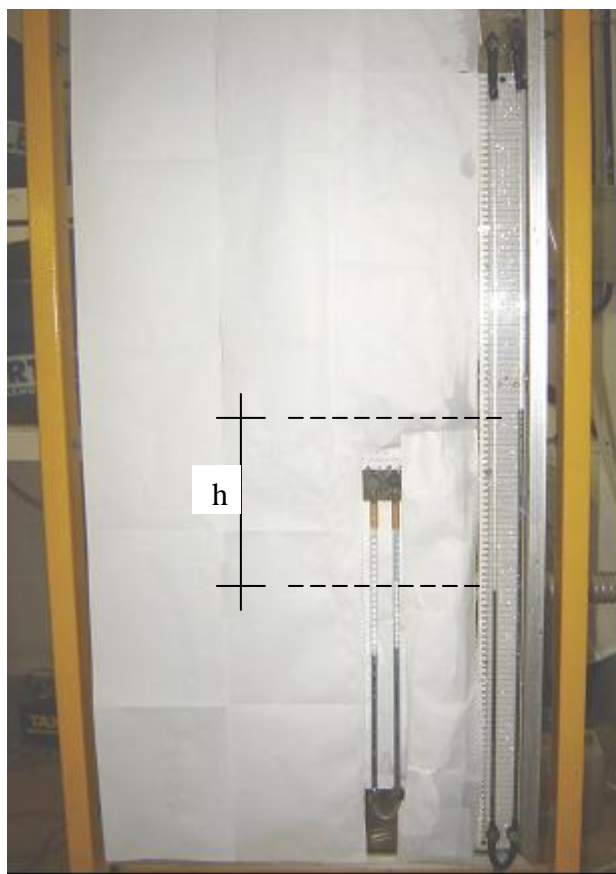


Figura 4.12 – Quadro de manômetros utilizado nos experimentos.

#### 4.5.2 Influência do número de Camp

A agitação ( $G$ ) nos floculadores tem como objetivo proporcionar encontros e agregar as partículas menores, com formação de partículas maiores, denominadas flocos. Com o aumento do tamanho dos flocos, as forças de cisalhamento podem causar ruptura. Segundo Di Bernardo (2005), esta agregação e ruptura ocorrem simultaneamente, conduzindo a uma única condição de distribuição dos flocos. Este número de encontros por unidade de tempo e volume, entre partículas, como já citado, resulta da ação do movimento Browniano, do  $G$  e da sedimentação diferenciada. No escoamento helicoidal esta frequência de colisões são maiores devido à curvatura das linhas de correntes dados pela sua forma de helicóide, alterando a hidrodinâmica do escoamento.

Devido à literatura não apresentar estudos que verificam a faixa eficiente de número de Camp para FTH, baseou-se na faixa utilizada para floculadores hidráulicos



convencionais ( $10^3 < Ca < 10^4$ ), ampliando-a para se verificar seu comportamento. Assim, com os FTH dimensionados foram adotadas as vazões de 0,5, 1,0, 2,0 e 4,0l/min, as mesmas estudadas por Carissimi (2005) e também por abordar toda a faixa requerida de Camp, para se verificar o comportamento dos diversos FTH.

### **4.5.3 Influência do número de Reynolds**

A vazão do escoamento é um parâmetro de processo que pode afetar o desempenho do FTH. Porém, para escoamentos em tubos, o importante não é simplesmente a vazão (forças de inércia), mas a razão entre as forças de inércia e forças viscosas (Re). Por isso, houve a necessidade de se analisar o número de Reynolds, além do fato de também influenciar no valor de Dean e Germano.

### **4.5.4 Influência dos parâmetros que caracterizam o escoamento no Floculador Tubular Helicoidal**

#### **4.5.4.1 Número de Dean**

O número de Dn está relacionado com a curvatura do floculador e o número de Reynolds. Para se avaliar a influência de Dn na eficiência do floculador foram feitos testes utilizando 4 vazões (0,5, 1,0, 2,0 e 4,0l/min) e 3 diâmetros (0,79, 0,95 e 1,27cm), o que representa 12 valores diferentes para o número de Reynolds ( $937 < Re < 11.989$ ). Quanto à curvatura, foram avaliadas 9 curvaturas variando de 6,3 a  $34,5\text{m}^{-1}$  resultando em 48 valores diferentes para Dn variando de 187 a 3.994. Estes experimentos ampliam a faixa comumente encontrada na literatura, acrescentando valores de Dn tanto acima como abaixo dos normalmente encontrados para este tipo de floculador.

#### 4.5.4.2 Número de Germano

Já o número de  $G_n$  está relacionado com a torção do floclador e o número de Reynolds. Para se avaliar a influência de  $G_n$  na eficiência do floclador foram feitos testes utilizando 6 espaçamento entre voltas (H) (0,89, 1,05, 1,37, 5, 10 e 14cm), resultando a mesma faixa de  $Re$  descrita anteriormente (seção 5.5.4.1). Quanto à torção foram avaliadas 12 torções com variação entre 0,05 e  $2,05m^{-1}$  resultando em 48 valores diferentes para  $G_n$  variando de 0,3 a 48,7. Do mesmo modo que o número de Dean, estes experimentos ampliam a faixa comumente encontrada na literatura, acrescentando valores de  $G_n$  tanto acima como abaixo dos normalmente encontrados para este tipo de floclador.

Para se correlacionar os três parâmetros adimensionais envolvidos no sistema de floclação ( $Ca$ ,  $D_n$  e  $G_n$ ) e analisar os dados obtidos, utilizou-se de algumas técnicas estatísticas que serão apresentadas a seguir.

### ***TÉCNICAS ESTATÍSTICAS***

#### **Análise de regressão múltipla**

Como descrito nas seções anteriores, a eficiência de floclação depende de vários parâmetros que descrevem o sistema de floclação em tubos helicoidais. Para relacionar os parâmetros envolvidos neste sistema e com isso entender o comportamento da floclação neste tipo de reator, utilizou-se da análise de regressão múltipla.

Um dos modelos mais comuns de análise é a regressão múltipla, onde uma variável é explicada por uma combinação de outras variáveis. A variável a ser explicada é chamada de dependente e as variáveis explicativas são chamadas de independentes. A regressão múltipla é um método de associação de uma variável dependente a várias variáveis independentes. Com a regressão múltipla será obtido um modelo matemático que explicará o comportamento da eficiência de floclação por meio dos três parâmetros envolvidos no sistema ( $Ca$ ,  $D_n$  e  $G_n$ ).

Dessa análise será obtido o valor do coeficiente de correlação  $R^2$ , intervalo de 0 a 1, onde fornece uma medida relativa à quantidade do ajuste do modelo de regressão múltipla aos dados. Se o valor de  $R^2$  for próximo de 1 significa que os parâmetros relacionados são responsáveis quase que totalmente pela variabilidade da eficiência de floculação, caso contrário,  $R^2$  próximo de zero, significa que o modelo não representa bem o fenômeno em estudo.

Outra técnica estatística utilizada na análise de dados é a análise dimensional, que será utilizada para melhor compreender a floculação em tubos helicoidais. A seção seguinte apresentará esta técnica.

### **Análise dimensional**

A maioria dos fenômenos da mecânica dos fluidos depende de uma maneira complexa, de parâmetros de geometria e de escoamento. A análise dimensional é uma ferramenta importante para obter informações do sistema experimental com o mínimo de experiências, onde os parâmetros experimentais obtidos correlacionam os dados para apresentação, usando o menor número possível de gráficos. O teorema dos  $\pi$ 's de Buckingham será a ferramenta utilizada para análise dimensional, pois relaciona uma função expressa em termos de parâmetros dimensionais a uma função correlata expressa em termos de parâmetros adimensionais, onde seu principal fundamento é desenvolver parâmetros adimensionais de modo rápido e fácil.

**CAPÍTULO 5**

---

**RESULTADOS E DISCUSSÕES**

## 5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo será avaliado o funcionamento dos floculadores tubulares helicoidais (FTH) e a relação entre os parâmetros relacionados no desempenho do processo de floculação. Será iniciado com uma análise geral da eficiência dos floculadores estudados e após, será discutido como cada parâmetro, número de Camp, número de Dean e número de Germano, afeta a eficiência desse tipo de floculador.

### 5.1 ANÁLISE DA EFICIÊNCIA DO FLOCULADOR TUBULAR HELICOIDAL

A Figura 5.1 apresenta a eficiência de remoção de turbidez dos doze FTH com as quatro vazões estudadas, totalizando 48 experimentos. Observa-se que a eficiência dos floculadores variou entre 26 e 93%, faixa muito ampla de variação. Dos doze floculadores estudados, sete alcançaram à eficiência de 90%. Porém, estes mesmos floculadores podem funcionar com eficiência muito baixa, não alcançando a qualidade final requerida no projeto.

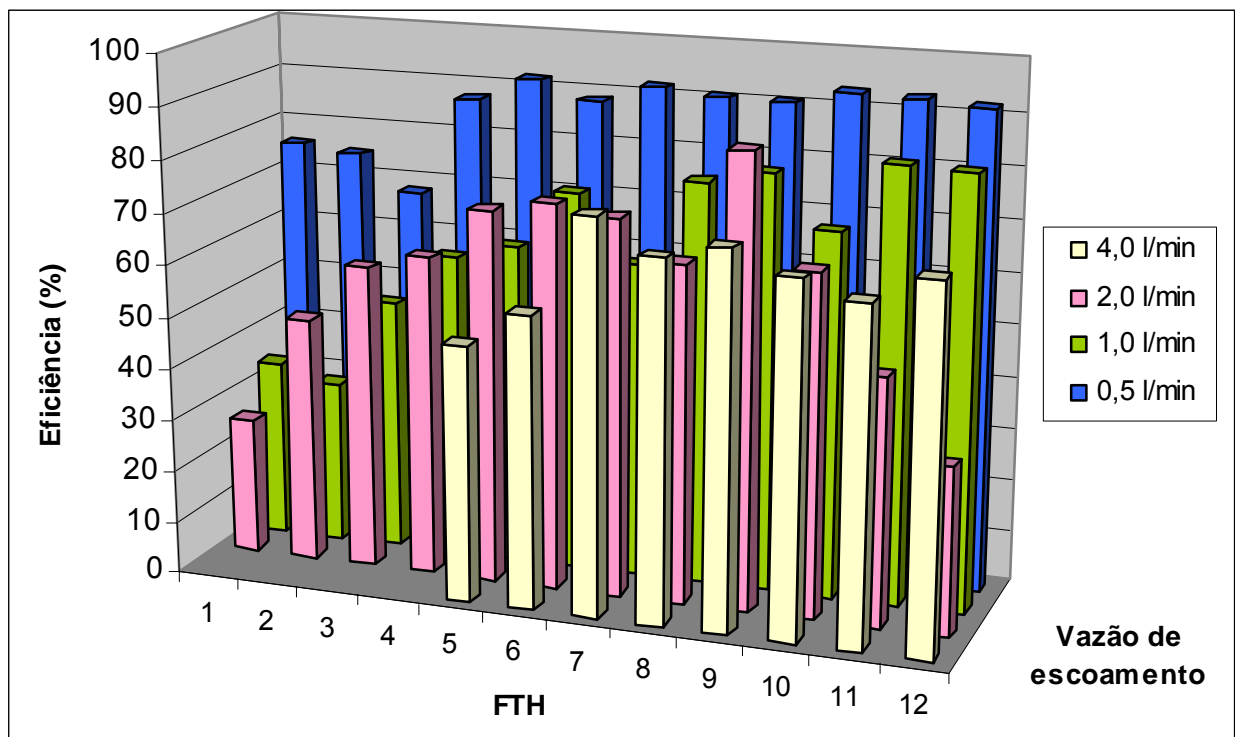


Figura 5.1 – Eficiência de remoção de turbidez dos FTH para cada vazão.

Normalmente, as estações de tratamento de água trabalham com várias vazões dependendo da demanda e das condições da água de tratamento. Por isso, se faz necessária análise prévia para o dimensionamento do FTH, pois um mesmo floculador pode apresentar vários valores de eficiência, variando somente a vazão de escoamento, como visto na Figura 5.1.

Não foram feitos testes nos FTH1 a FTH4, para a vazão de 4l/min, devido a limitação dos manômetros disponíveis no laboratório, pois a perda de carga nestes floculadores era muito alta, superior a 13,6 m.c.a.

### 5.1.1 Influência do número de Camp

Para se verificar a influência do número de Camp na eficiência de floculação se fez inicialmente uma separação dos floculadores por categorias (d, D e Q). Estes resultados são apresentados na Figura 5.2.

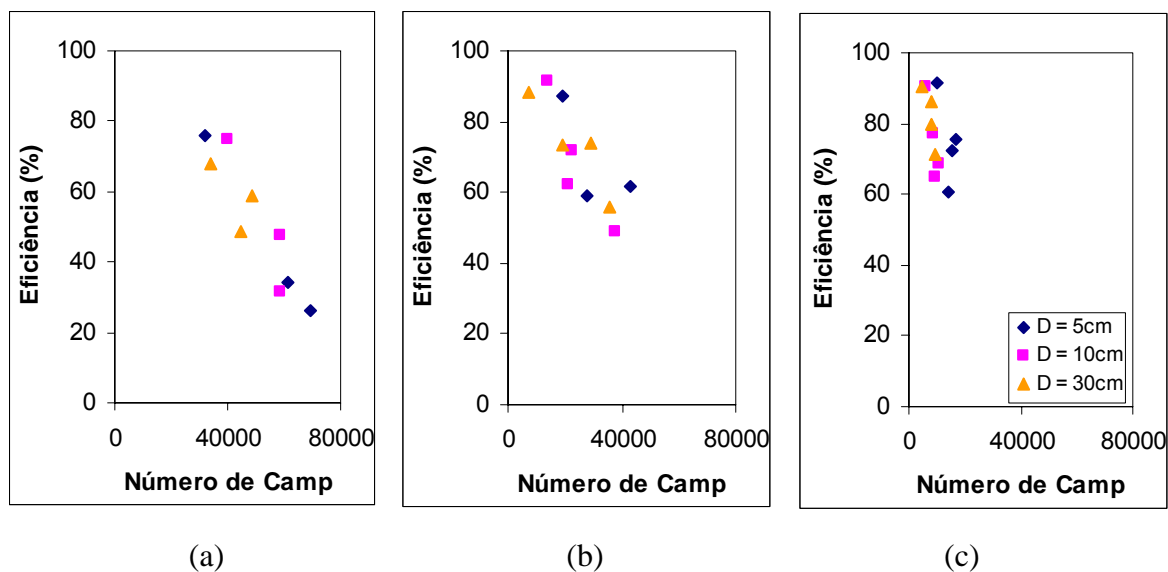


Figura 5.2 - Influência do número de Camp na eficiência do processo de floculação.

(a)  $d = 0,79\text{cm}$ ; (b)  $d = 0,95\text{cm}$ ; (c)  $d = 1,27\text{cm}$ .

A Figura 5.2 (a) apresenta os resultados obtidos para o diâmetro da mangueira (d) igual a 0,79cm e diferentes diâmetros de enrolamento (D), portanto, para cada valor de D, o aumento no número de Camp foi causado simplesmente pelo aumento da vazão, o que afeta tanto na perda de carga, e consequentemente o gradiente médio

de velocidades, quanto o tempo teórico de detenção. Pode ser observado que com o aumento do número de Camp, a eficiência se reduziu para todos os valores de D estudados. Entretanto, a influência de D sobre a eficiência do processo não está bem clara, pois as diferenças obtidas com a variação de D são pequenas e próximas da faixa de incerteza dos experimentos.

Apesar da dispersão dos dados, de acordo com a Figura 6.2 (b), o aumento do diâmetro de  $d = 0,79$  para  $d = 0,95\text{cm}$ , implicou em uma melhoria na eficiência de floculação. Com o aumento do diâmetro (d) do floculador há uma redução da perda de carga implicando uma menor probabilidade de choques. Como a diminuição da probabilidade de choques houve um aumento na eficiência, isto indica que para o diâmetro anterior ( $d = 0,79\text{cm}$ ) provavelmente estava ocorrendo quebra de flocos.

Assim como a Figura 5.2 (b), a eficiência se reduziu com o aumento do número de Camp, mas os resultados da Figura 6.2 (c) mostraram que com o aumento do diâmetro (d) houve uma redução ainda maior na perda de carga, diminuindo os valores do número de Camp. A diminuição do número de Camp foi acompanhada de um aumento na eficiência do processo, indicando que menores níveis de energia levam a um melhor desempenho.

Apesar dos resultados cobrirem toda a faixa de Ca indicada na literatura e contemplar valores tanto maiores quanto menores que os recomendados, conclui-se dos resultados acima, que o nível de energia para os testes realizados neste trabalho está alto e outros trabalhos serão necessários para se avaliar a faixa ótima de operação do FTH.

Tentou-se ainda com este trabalho avaliar a influência do passo sobre a eficiência do processo. A Figura 5.3 apresenta o efeito do passo na análise do número de Camp, onde se observa que com a alteração do passo, em alguns casos, houve uma grande variação da eficiência do floculador para um mesmo número de Camp. Entretanto, a influência do passo no desempenho do processo não ficou clara e outros trabalhos serão necessários para esclarecer esta relação.

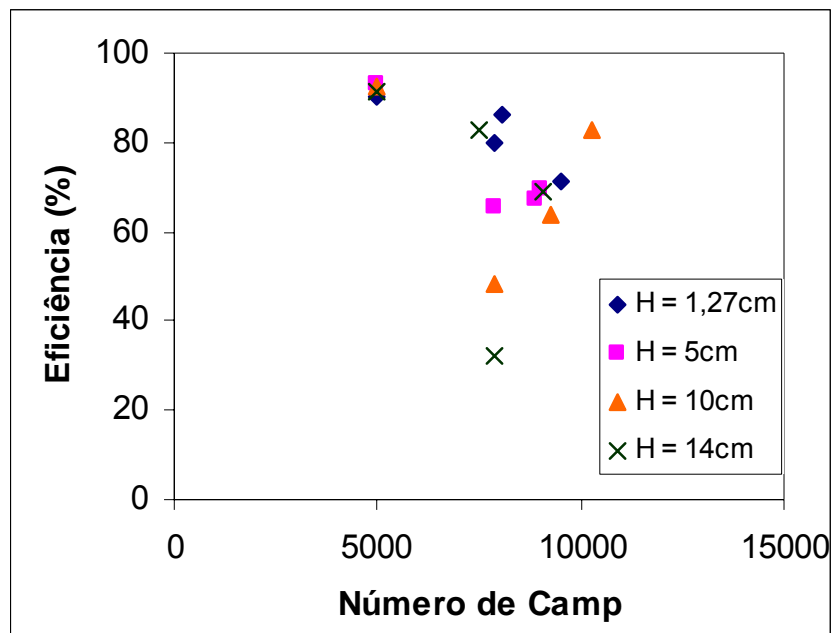


Figura 5.3 – Influência do número de Camp na eficiência de floculação com a variação do passo para  $d = 1,27\text{cm}$  e  $D = 30\text{cm}$ .

A seguir será feita uma análise global dos parâmetros que influenciam no número de Camp (gradiente médio de velocidade e tempo teórico de detenção) e do número de Camp propriamente dito.

#### 5.1.1.1 Gradiente médio de velocidade e tempo teórico de detenção

O número de Camp é definido como o produto entre o Gradiente médio de velocidade ( $G$ ) e o tempo teórico de detenção ( $T$ ). Portanto, serão analisadas as influências de  $G$  e  $T$  no processo de floculação antes de se avaliar, de modo global, a influência do número de Camp na eficiência dos FTH.

O gradiente médio de velocidade é um parâmetro preponderante no dimensionamento de floculadores. Associado à quantidade de energia condicionada ao sistema,  $G$  mostra a intensidade de mistura do sistema e  $T$ , o tempo que as partículas percorrem a unidade de floculação.

A Figura 6.4 apresenta o efeito do  $G$  na eficiência dos floculadores para cada  $T$ , onde se verifica que de maneira geral os FTH mais eficientes são os que possuem



menores valores de  $G$ . Apesar da tendência global não estar bem clara, ao dividir a Figura 5.4 em três faixas de  $G$ , o comportamento da eficiência em relação a  $G$  e  $T$  pode ser melhor entendido. Na primeira faixa ( $G < 150$ ) observa-se que com o aumento de  $T$ , houve um aumento da eficiência, pois os flocos ainda estão se formando e este aumento ocasiona uma maior probabilidade de choques (maior número de  $Ca$ ). Na segunda faixa ( $150 < G < 550$ ), observa-se que para um mesmo  $G$  a eficiência obtida com o  $T = 45s$  foi superior a obtida para  $T = 22,5s$  pela mesma razão descrita acima. Porém, para  $T = 90s$  há um decréscimo na eficiência, indicando haver um tempo ótimo para a formação dos flocos a partir do qual eles começam a se desestruturar. Na terceira faixa ( $G > 550$ ), o valor de  $G$  já está muito elevado e a maior eficiência foi observada para os menores  $T$ . Porém, outros experimentos se fazem necessário para se confirmar esta tendência.

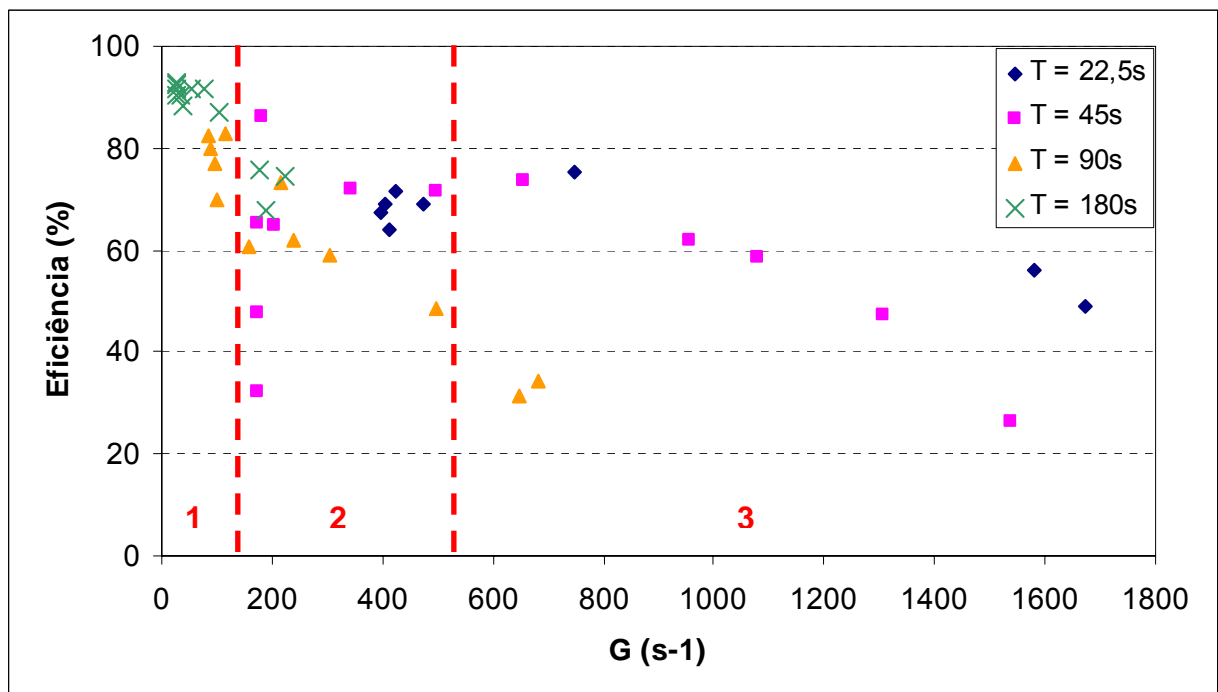


Figura 5.4 – Efeito do  $G$  em função de  $T$  na eficiência dos FTH. Faixa 1:  $G < 150$ ; Faixa 2:  $150 < G < 550$ ; e Faixa 3:  $G > 550$ .

Verifica-se também na Figura 5.4 que em alguns casos, para um mesmo  $T$ , pequena variação de  $G$  levou a uma grande variação da eficiência, este fato se deve a alteração do passo do floclador. Uma análise mais detalhada da influência do passo na eficiência do floclador é apresentada na Figura 5.5.

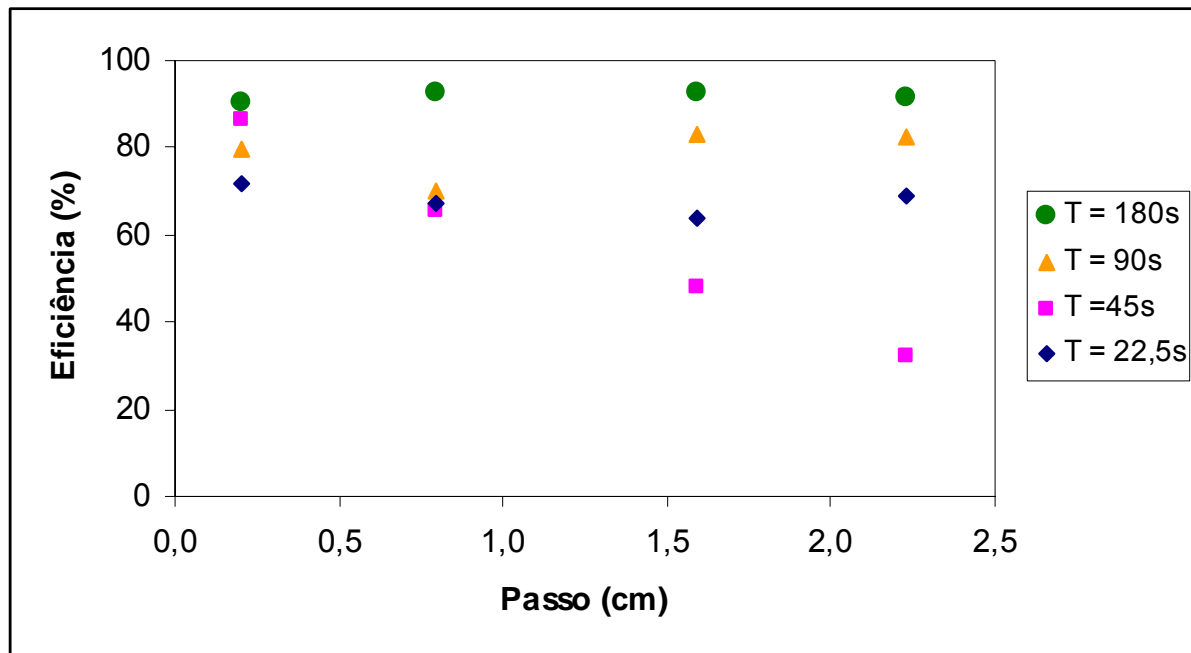


Figura 5.5 – Efeito do passo (p) em função de T na eficiência dos FTH.

De acordo com a Figura 5.5, o passo não influenciou de forma significativa a eficiência do processo, com exceção dos experimentos de  $T = 45s$ . Mais uma vez o comportamento não parece tão claro de início, mas verifica-se que para  $T = 180s$  e  $T = 90s$ , o valor de  $G$  é menor que 150, estando estes pontos situados na região 1 da Figura 5.4. Portanto, os flocos ainda estão se formando e a alteração do passo teve baixa influência sobre a eficiência do processo. Para  $T = 45s$ , os pontos estão situados na região 2 da Figura 5.4, onde provavelmente se inicia a quebra dos flocos, justificando o decréscimo da eficiência. Porém, não houve alterações significativas de  $G$  e  $T$  e conseqüentemente do número de Camp, o que indica que a intensidade de mistura e a probabilidade de choques é a mesma, esperando-se o mesmo desempenho para os quatro passos avaliados. Entretanto, ao mudar-se o passo a estrutura do escoamento é alterada e apesar de não serem observadas mudanças nos parâmetros globais, estas mudanças localizadas nos padrões de escoamento podem ser responsáveis pelo decréscimo na eficiência. Já para  $T = 22,5s$  (final da região 2 da Figura 5.4), onde o nível de energia é relativamente alto, a alteração do passo não influenciou significativamente a eficiência de floculação devido ao fato do tempo ser muito baixo, não influenciando o processo.

A Figura 5.4 mostra ainda que a eficiência de floculação é elevada para pequenos valores de  $G$  e decaiu com o aumento da energia de floculação. Entretanto, verifica-se a necessidade de estudos futuros para menores valores de  $G$  (menores níveis de energia) para se verificar a faixa de gradientes ótimos para esse tipo de floculadores.

### ***Perda de carga***

Tendo em vista a importância da perda de carga ( $h_f$ ) no cálculo do gradiente médio de velocidade para as unidades de floculação hidráulicas, os resultados de  $h_f$  obtidos nos FTH foram comparados com os valores de  $h_f$  calculados utilizando o diagrama de Moody, considerando os tubos como sendo retos, e verificou-se que a ordem de grandeza de  $h_f$  para escoamentos em tubos helicoidais é duas vezes maior que em tubos retos. Isto explica a elevada energia do escoamento.

Apesar de Prandtl (1954) apud Elmaleh e Jabbouri (1991) ter quantificado a energia de dissipação pela razão  $f_h/f_L$  (fator de atrito em tubos helicoidais e no tubo reto de mesmo diâmetro interno), para condições laminares e para  $Dn_T$  entre 20 e 100 (curva marcada na Figura 5.6), Elmaleh e Jabbouri (1991) utilizam esta formulação para prever a perda de carga em tubos helicoidais mesmo fora da faixa recomendada pelo autor. Desta forma, resolveu-se verificar o comportamento dos resultados deste trabalho em relação a equação proposta por Prandtl (Figura 6.6).

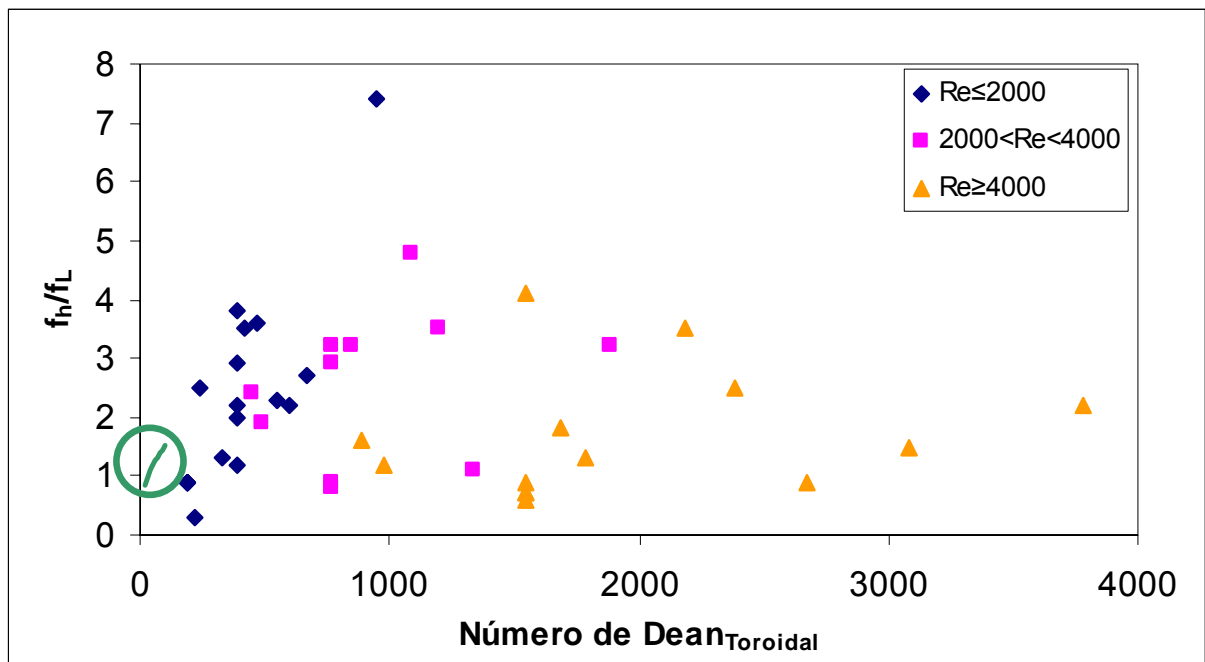


Figura 5.6 – Relação entre  $Dn_T$  e fator de atrito.

Para as formulações proposta por Srinivasan et al. (1970), Manlapaz e Churchill (1980) e Shah e Joshi (1987), plotou-se a Figura 5.7 para se comparar o comportamento dos resultados deste trabalho com o proposto por estes autores.

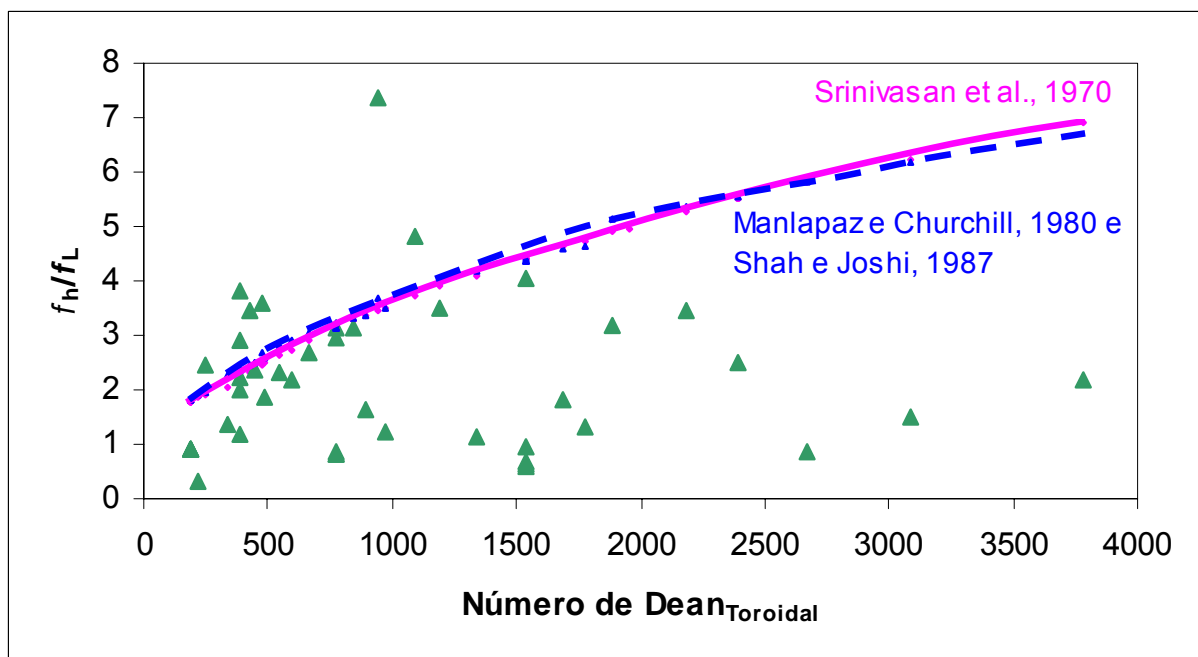


Figura 5.7 - Relação entre  $Dn_T$  e fator de atrito.

Apesar de alguns resultados das Figuras 5.6 e 5.7 estarem próximos dos valores obtidos utilizando-se a formulação proposta por estes autores, os dados estão muito

dispersos mostrando que estas formulações devem ser utilizadas com cautela fora da faixa para a qual proposta.

#### 5.1.1.2 Número de Camp

Os experimentos mostraram que a eficiência dos FTH decresceu com o aumento do número de Camp, apesar da dispersão dos resultados. Isso pode ser observado na Figura 5.8, onde a eficiência dos floculadores é superior a 60%, chegando a ser maior que 90% para Ca menores que 20.000; ficou entre 50 e 75% para Ca intermediários; e não alcançou 50% de eficiência para Ca maior que 50.000.

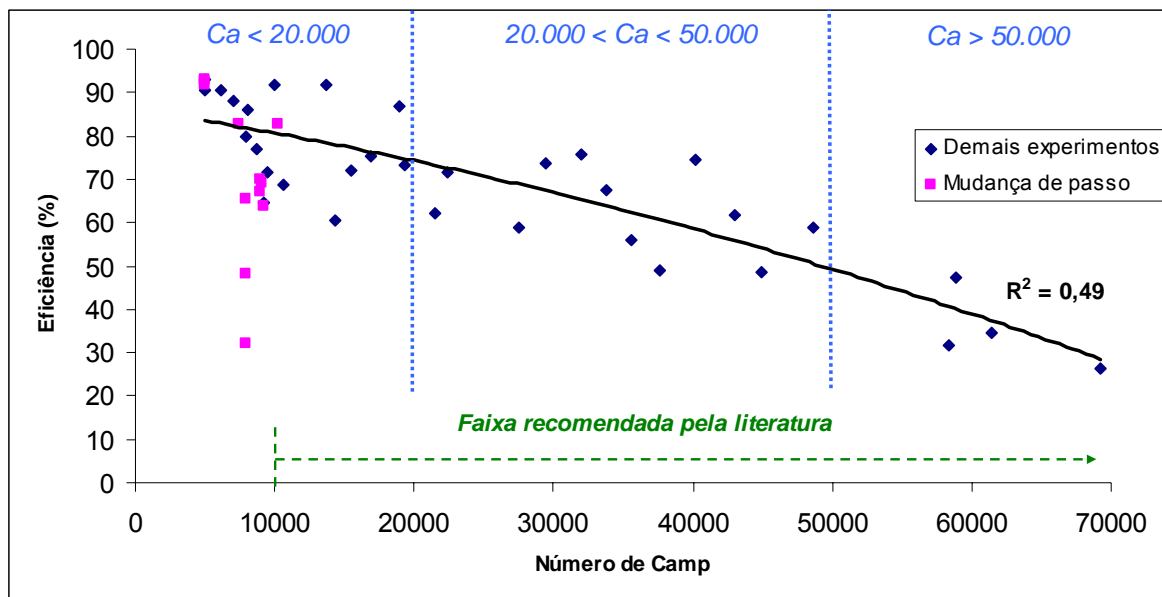


Figura 5.8 – Eficiência dos FTH com relação ao número de Camp.

Como já era esperado, quando se altera somente o passo do FTH, verifica-se que a eficiência teve grande variação para mesmos valores de Camp, mostrando o mesmo comportamento do G como analisado anteriormente, pois, sabe-se que Camp é função de G.

A literatura recomenda valores de Ca entre  $10^4$  e  $10^5$  (Bhargava e Ojha, 1993; Swamee, 1996; Haarhoff, 1998; McConnachie et al., 1999 e McConnachie e Liu, 2000), faixa marcada na Figura 5.5. Porém, observa-se que os FTH também foram eficientes para valores de Ca menores que o recomendado pela literatura, isto

ocorre porque nos escoamentos em tubos helicoidais não há ocorrência de curto-circuito e zonas mortas, o que faz com que o  $G$  seja uma representação mais fiel da intensidade de mistura no interior do reator. Portanto neste tipo de flocculador consegue promover uma melhor eficiência de flocculação com valores menores de número de Camp (menores probabilidade de choques).

Neste trabalho, os resultados mostram que para os menores níveis de energia avaliados (menores valores de  $Ca$ ), o escoamento alcançou boa eficiência e houve uma redução contínua da eficiência com o incremento do  $Ca$ . Contudo não foi possível o estudo de menores níveis de energia devido a limitações do decantador cuja vazão de operação era de 0,5l/min. Como recomendação, fica a necessidade de se reduzir à energia de flocculação para se verificar o nível ótimo de energia do flocculador.

### **5.1.2 Influência do número de Reynolds**

Além de ser um parâmetro representativo do regime de escoamento, o número de Reynolds é um parâmetro adimensional, o que facilita a comparação de dados e o planejamento de experimentos.

Os doze flocculadores estudados foram organizados na Tabela 5.1 conforme variações do diâmetro da mangueira enrolada ( $d$ ), do diâmetro do enrolamento ( $D$ ) e do espaçamento entre voltas ( $H$ ), características dos FTH, para o cálculo do  $Re_c$ , segundo as Equações 3.9 e 3.10. Na Tabela 5.1, verifica-se que nem todos flocculadores se enquadram nesta faixa de  $d/D$  apresentando para cada um, novo número de  $Re_c$ .

Tabela 5.1 –  $Re_c$  para escoamentos em tubos enrolados.

Características			d/D	(Ito,1959) $Re_c$	(Mishra e Gupta,1979)		Ko e Ting,2004) $Re_c$
d (cm)	D (cm)	H (cm)			H/D	$Re_c$	
0,794	5	0,89	0,159	-	0,159	-	12.148
	10		0,079	-	0,079	8.877	9.183
	30		0,026	6.220	0,026	6.220	6.163
0,952	5	1,05	0,190	-	0,190	-	13.084
	10		0,095	-	0,095	9.417	9.867
	30		0,032	6.648	0,032	6.648	6.608
1,27	5	1,37	0,254	-	0,254	-	14.800
	10		0,127	-	0,127	10.333	11.080
	30		0,042	7.252	0,042	7.252	7.264
	30	5				0,167	
	30	10				0,333	
	30	14	0,042		0,467		

Como pode ser observado na Tabela 5.1, o valor de  $Re_c$  é variável para escoamentos em tubos helicoidais. O menor desses valores,  $Re_c$  igual a 6.220, corresponde ao máximo valor para o qual se pode garantir, de acordo com a fórmula proposta por Ito (1959) e Mishra e Gupta (1979), que o escoamento seja laminar (Figura 5.9). Já para Ko e Ting (2004), o escoamento deixa de ser laminar para o valor de  $Re$  igual a 6.163, valor bem próximo a dos primeiros autores e de mesma ordem de grandeza.

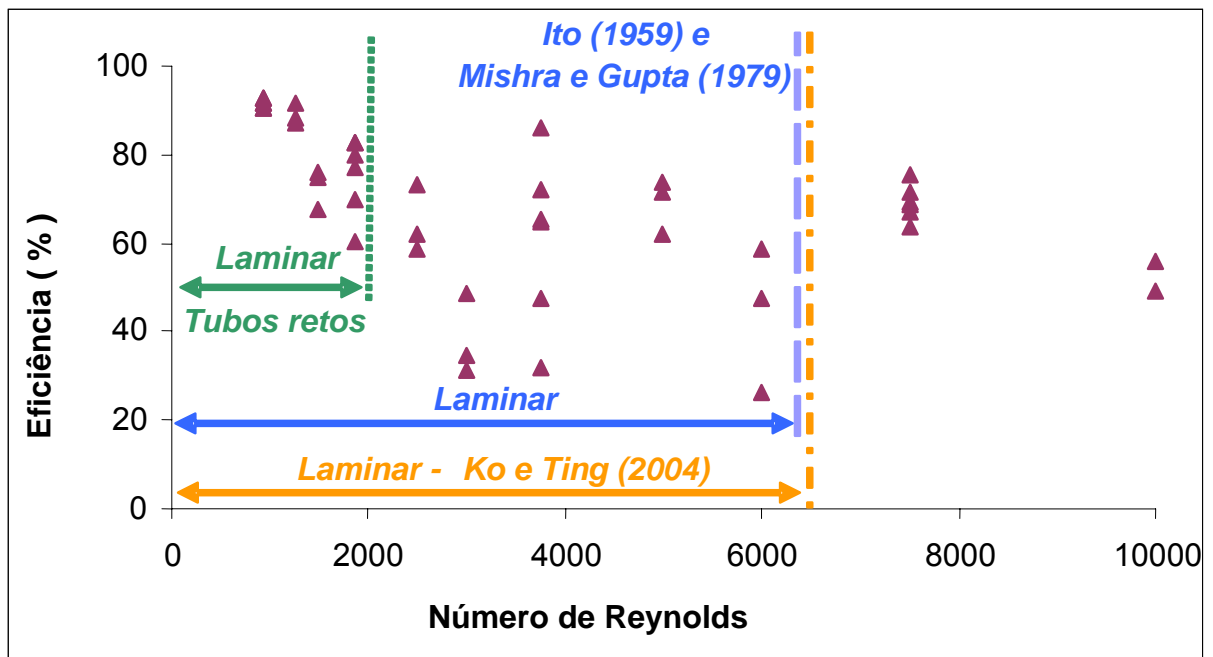


Figura 5.9 – Eficiência dos FTH com relação ao Re.

A magnitude do número de Re indica o regime de escoamento do fluido, quanto menor Re menos turbulento é o escoamento, o que indica menores níveis de energia. O flocculador sendo helicoidal transmite maior energia ao fluido quando comparado ao tubo reto, para as mesmas condições, devido a mudanças na direção do escoamento. Para formar flocos é necessário agitação da água de tratamento acarretando no aumento da probabilidade de choques entre partículas, mas se o nível de energia for muito alto, começa a ocorrer quebra de flocos, diminuindo a eficiência do flocculador. Contudo, a Figura 6.9 mostra que para  $Re < 2.000$ , as eficiências dos flocculadores diminuiu com o aumento do número de Re, mostrando um comportamento bem definido com tendência de decaimento. Para Re entre 2.000 e 6.000, onde o escoamento ainda é considerado laminar para escoamentos helicoidais, os valores da eficiência ficaram muito dispersos, não apresentando um bom comportamento. A grande dispersão dos dados se refere à influência de outros fatores, como será visto nas próximas seções. Já para  $Re > 6.000$ , como a faixa de valores está muito alta, os efeitos da curvatura e da torção são pequenos, e a eficiência de flocculação é mais influenciado pelo número de Reynolds apresentando uma menor dispersão nos resultados mostrando uma tendência de decaimento com o aumento de Re.



### 5.1.3 Influência dos parâmetros que caracterizam o escoamento no Floculador Tubular Helicoidal

#### 5.1.3.1 Número de Dean

O efeito do Dn na eficiência do FTH está representado pela Figura 5.10, onde se verifica que a eficiência é maior para os menores valores de Dn. Para  $Dn < 700$ , os floculadores apresentaram bons resultados, ultrapassando a eficiência de 70%, na maioria dos experimentos. Já para valores de  $Dn > 700$ , os valores de eficiência caíram muito, chegando a 25%.

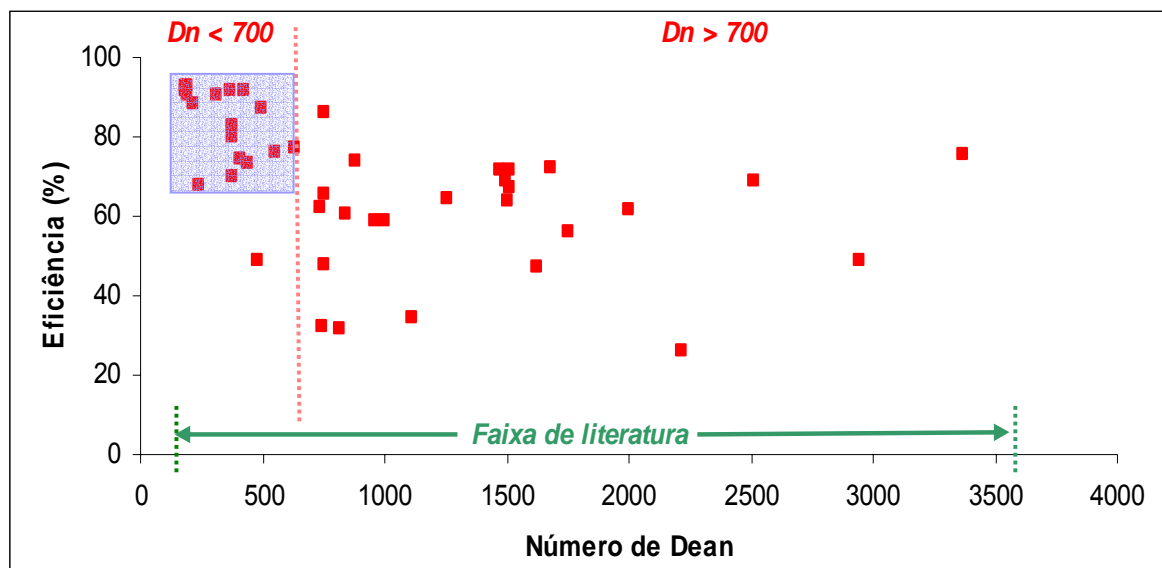


Figura 5.10 – Efeito do número de Dean na eficiência do FTH.

Os parâmetros que afetam o número de Dean é o número de Reynolds e a curvatura. Por isso se resolveu verificar o comportamento desses parâmetros em relação à eficiência de floculação. A Figura 5.11 mostra que para uma mesma curvatura de tubo houve grande variação da eficiência do floculador, não podendo ser analisado a sua influência na eficiência de floculação.

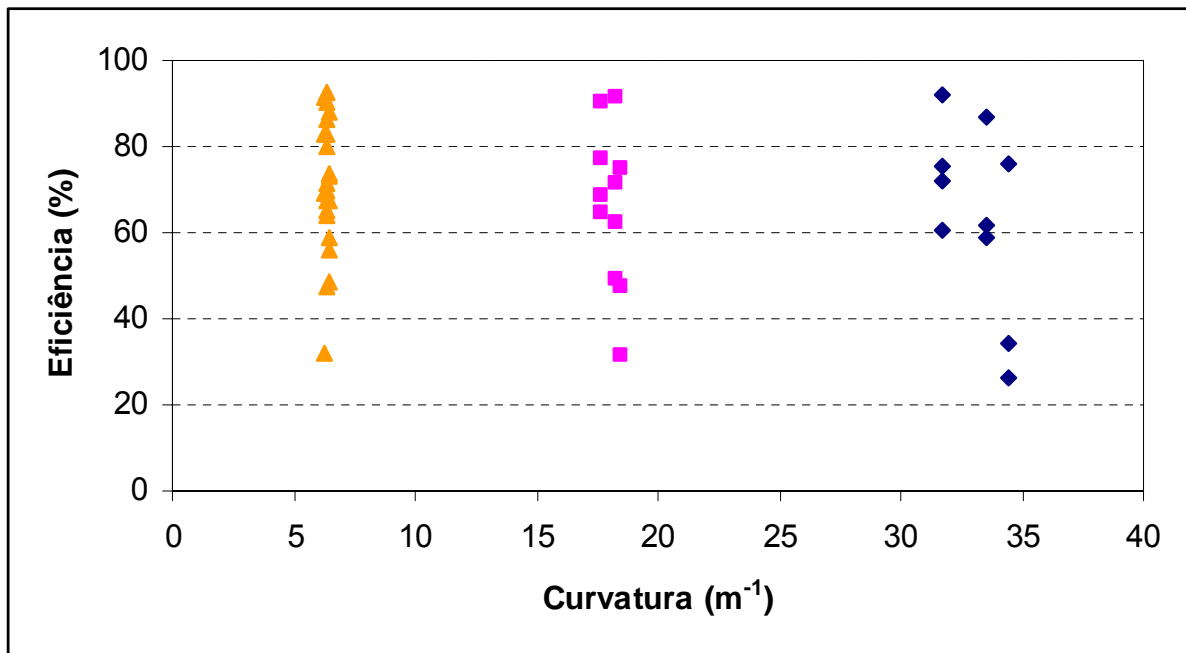


Figura 5.11 – Efeito da curvatura ( $\kappa$ ) na eficiência do FTH.

Na Figura 5.12, verifica-se que valores menores de  $Re$  tornam os flocladores mais eficientes, mostrando que o  $Re$  influencia mais na eficiência de floclação que o grau de curvatura.

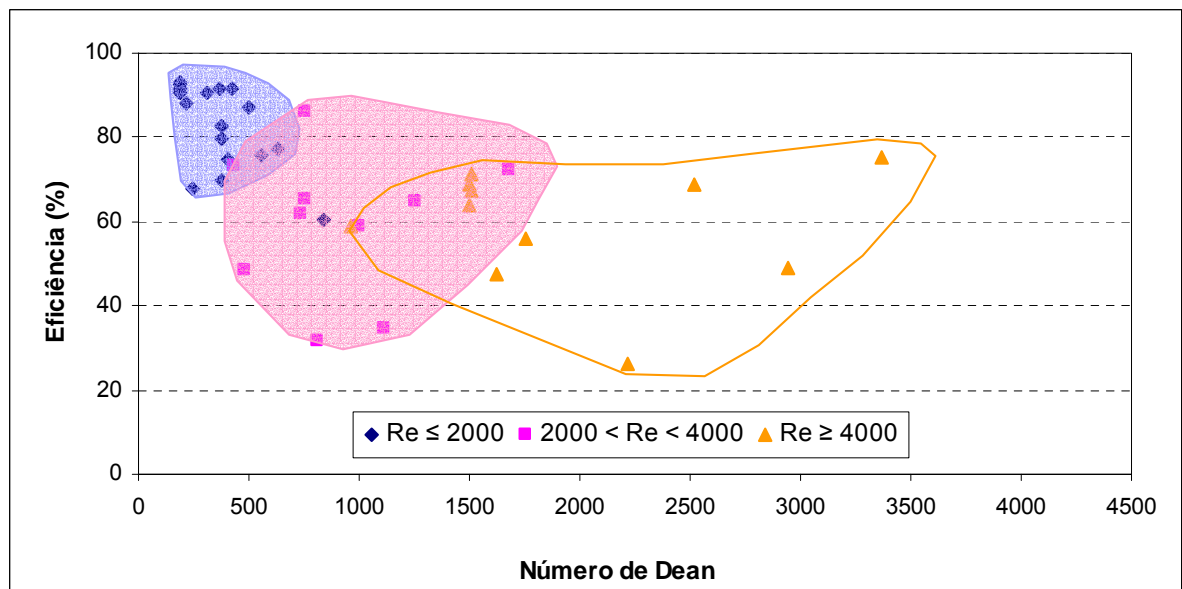


Figura 5.12 – Efeito do  $Dn$  na eficiência do FTH em função de  $Re$ .

De acordo com o exposto acima, o número de Dean no presente trabalho depende basicamente pelo número de Reynolds não sendo influenciado pela curvatura. Para

se compreender melhor a influencia da curvatura na eficiência de floculação, recomenda-se que sejam feitos novos testes para uma faixa menor de  $Re$ .

### 5.1.3.2 Número de Germano

Iniciando a análise do efeito do número de Germano na eficiência dos FTH, pode-se dizer que possui resultados semelhantes ao  $Ca$  e  $Dn$ . Isto é verificado na Figura 5.13, em que valores menores de  $Gn$  apresentaram melhores resultados. O limite tomado para as faixas de valores de  $Gn$  foi baseado na eficiência dos resultados de floculação, em que pode ser observado que para  $G < 15$ , os floculadores, geralmente, foram mais eficientes. O experimento no FTH7 para a vazão de 4l/min levou a um número de  $Gn$  elevado (97) devido ao alto valor de torção deste floculador relacionado ao elevado número de  $Re$ . Os FTH1 e FTH4, para a vazão de 4l/min, também possuem altos valores de  $Gn$ , mas estes experimentos não foram feitos devido à elevada perda de carga, não sendo possível fazer leituras com os aparelhos do laboratório.

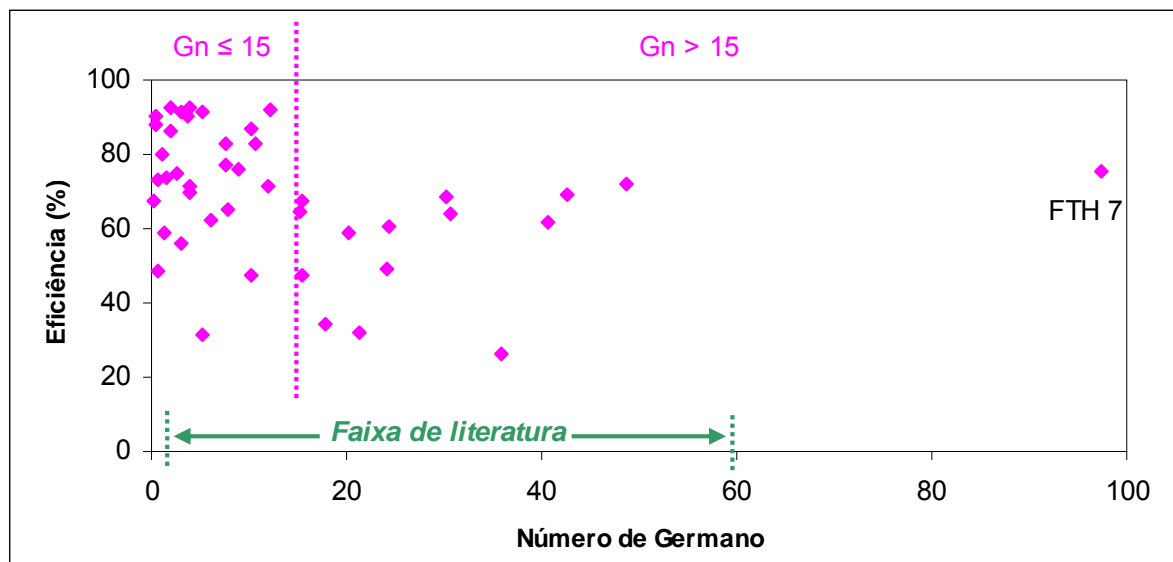


Figura 5.13 – Efeito do  $Gn$  na eficiência do FTH.

A faixa de  $Gn$  estudada foi baseada na literatura, em que se encontra entre 3 e 60. Contudo, verifica-se que alguns FTH também foram eficientes para valores menores que o recomendado, como pode se observar na Figura 5.13.

Os parâmetros que afetam o número de Germano é o número de Reynolds e a torção. Sabendo que menores Re apresentam maiores eficiência, como já comentado, verificou-se o comportamento da torção (Figura 5.14), onde se observou dispersão em relação à eficiência de floculação, confirmando que a geometria dos floculadores não é parâmetro único para se obter uma boa eficiência.

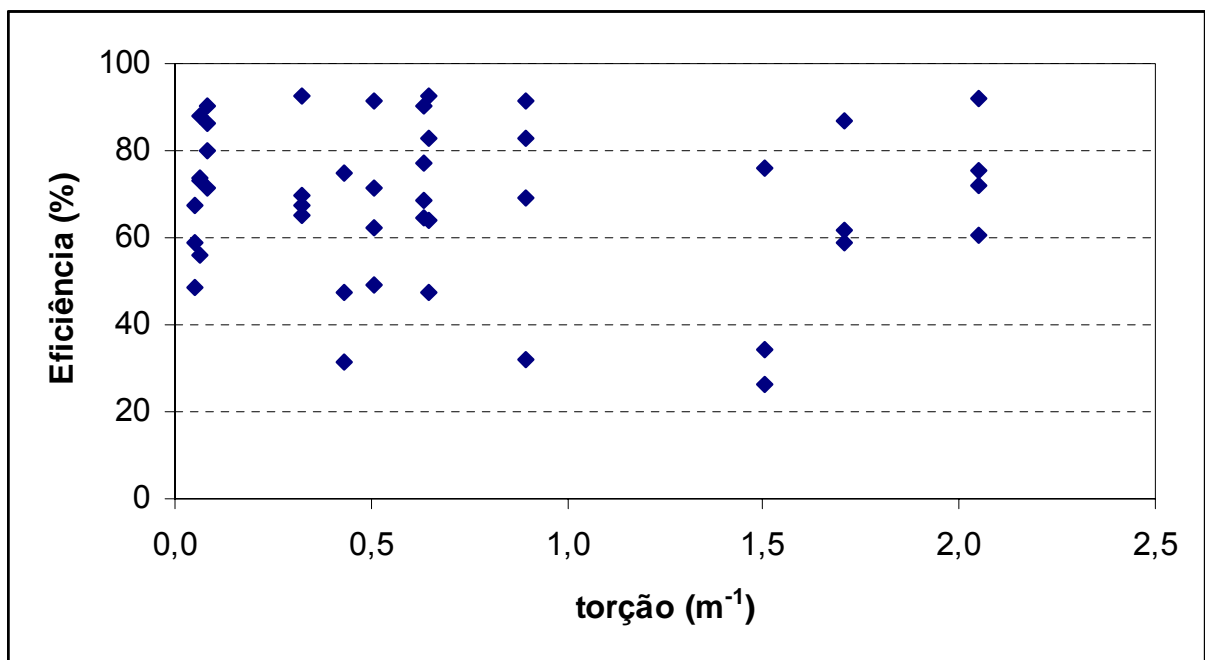


Figura 5.14 – Efeito da torção ( $\tau$ ) na eficiência do FTH.

Baixos valores de Re estão relacionados a baixa energia de floculação, e pequenas torções são encontradas em maiores diâmetros do enrolamento e menores diâmetros do tubo de escoamento. Mas, o número de Re influencia mais no número de Gn, que o grau de torção, pois este segundo tem ordem de grandeza de 3 a 4 vezes menor que o primeiro. Com isso, a energia de floculação influencia mais na formação de flocos que o projeto do floculador, como também foi verificado na análise do Dn.

#### **5.1.4 Considerações finais**

Apesar de, para a faixa de Ca estudada, os resultados indicarem de maneira geral que quanto menor o valor de Ca mais eficiente o flocculador, pois os níveis de energia estão altos, a análise conjunta dos dados não foi conclusiva, pois se verificou uma grande dispersão dos dados, havendo, assim, a necessidade de se agrupar os dados por categorias para se avaliar a influência de cada parâmetro sobre a eficiência de floculação. Porém a análise da influência dos demais parâmetros na eficiência de floculação foi feita de modo global, pois para analisarmos a curvatura e torção por categorias, deveria se alterar as geometrias do reator em estudo, pois quando se altera a curvatura do flocculador a torção se altera conjuntamente. Para isso se recomenda que nos próximos estudos a análise dos experimentos sejam categorizada em intervalos restritos de faixas de curvatura e torção.

## **5.2 RELAÇÕES ENTRE OS PARÂMETROS QUE INFLUENCIAM A EFICIÊNCIA DO FLOCULADOR TUBULAR HELICOIDAL**

### **5.2.1 Relação entre Camp e Dean**

No presente trabalho não se obteve uma boa correlação entre Ca e Dn apresentando uma grande dispersão dos resultados (Figura 5.15).

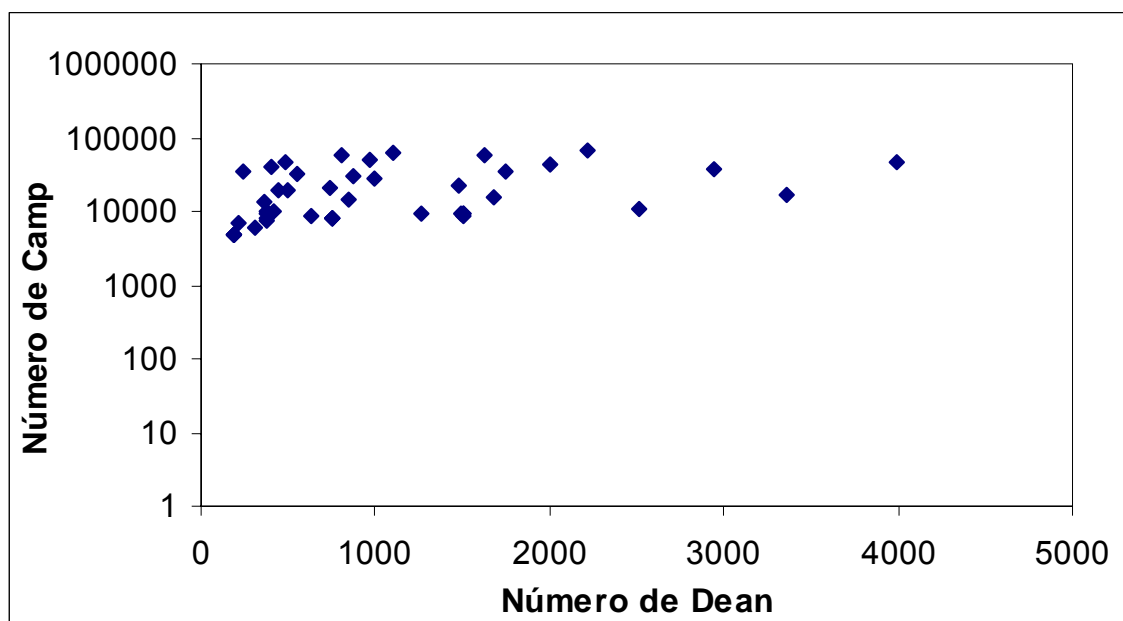


Figura 5.15 – Relação entre Ca e Dn.

Seguindo a formulação proposta por Elmaleh e Jabbouri (1991), resolveu-se incluir a análise  $d/L$  onde representa a razão entre o diâmetro e comprimento da tubulação. Apesar de Elmaleh e Jabbouri (1991) terem utilizado um dos diâmetros de enrolamento também empregados nesta pesquisa (10cm), a relação  $d/L$  foi diferente, justificando as diferenças apresentadas na Figura 5.16. Porém como os dados foram bastante dispersos não será proposta nenhuma formulação entre estes parâmetros para os dados obtidos neste trabalho.

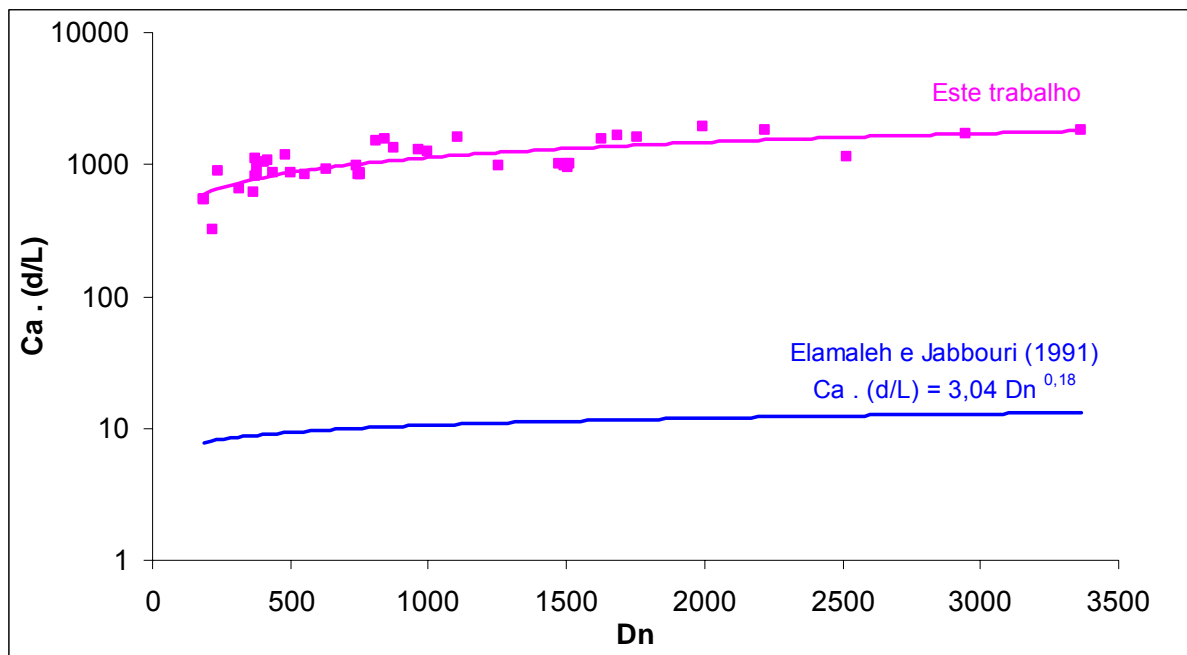


Figura 5.16 – Relação entre Camp e Dean proposto por Elmaleh e Jabbouri (1991) e este trabalho.

### 5.2.2 Influência de Camp e Dean na eficiência de floculação

Ao analisar o efeito do Ca na eficiência do FTH em função do Dn (Figura 5.17), verificou-se que para baixos valores de Dn ( $Dn < 700$ ), a eficiência foi maior na maioria dos experimentos, atingindo 93% de remoção de turbidez. Para Ca até 20.000 observou-se que a eficiência dos FTH se manteve praticamente constante e após este valor, houve uma queda brusca na eficiência atingindo valores muito baixos, para as duas faixas de Dn.

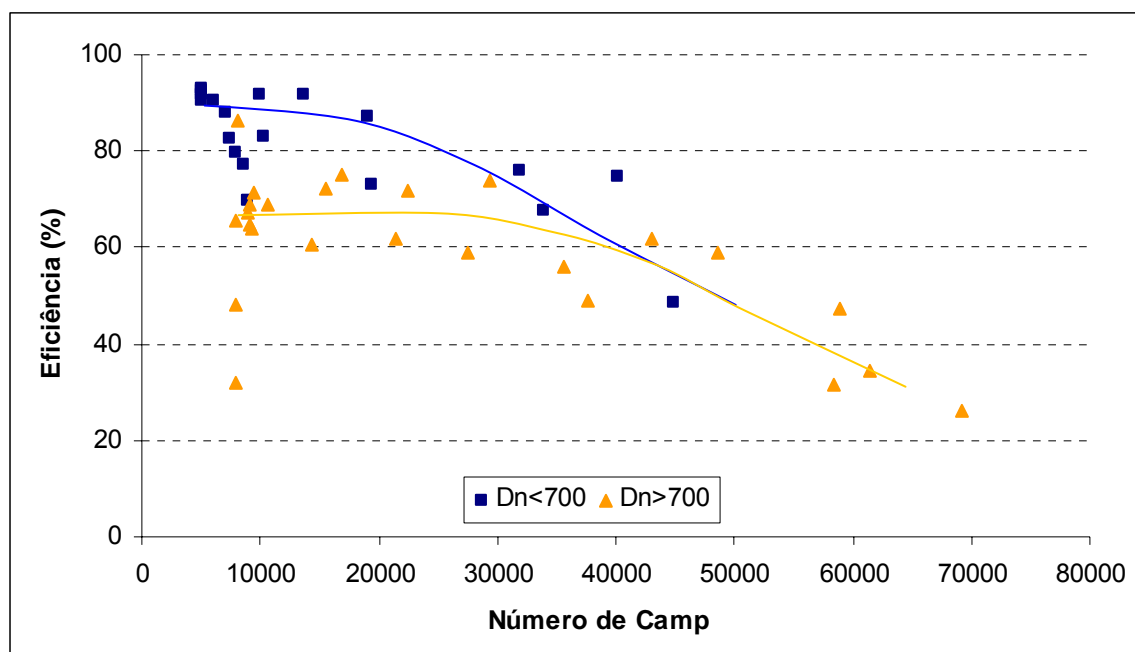


Figura 5.17 – Influência do Dn no efeito do Ca sobre a eficiência dos floculadores.

Também, pode-se observar na Figura 5.17 uma tendência de que quando se aumenta muito Ca, a influência do Dn, na eficiência dos FTH diminui, mostrando que para altos valores de Ca o desempenho pode ser somente função de Ca. Mas para confirmação, deve-se ser feito mais experimentos com Ca elevados e  $D < 700$ .

Para faixa de valores estudados neste trabalho, menores valores de Dn e Ca correspondem a menores níveis de energia, que propicia uma melhor formação de flocos dentro do floculador para serem removidos pelas etapas posteriores. Devido ao fato que com elevada energia de floculação, os flocos se quebraram diminuindo a eficiência de floculação.

### 5.2.3 Relação entre Camp e Germano

No presente trabalho, também, não se obteve uma boa correlação entre Ca e Gn apresentando uma grande dispersão dos resultados (Figura 5.18).



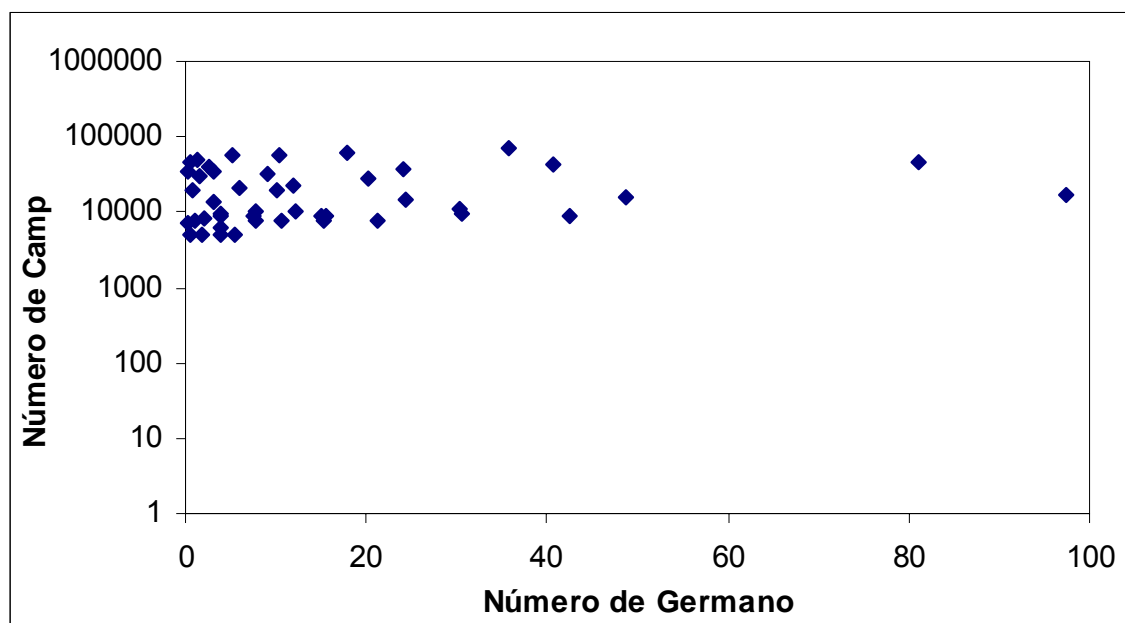


Figura 5.18 – Relação entre Ca e Gn.

#### 5.2.4 Influência de Camp e Germano na eficiência de floculação

Com relação à Gn, verificou-se que para um mesmo Ca os floculadores foram mais eficientes para os menores valores ( $Gn < 15$ ), tendendo a um mesmo nível de eficiência para  $Ca > 40.000$  em todas as faixas de Gn (Figura 5.19). Isto, também é explicado, pelo elevado nível de energia quebrar os flocos para altos valores de Gn. Isto se deve ao alto número de Reynolds e não ao aumento da torção, pois com o aumento da torção há uma diminuição do nível de energia do interior do floculador.

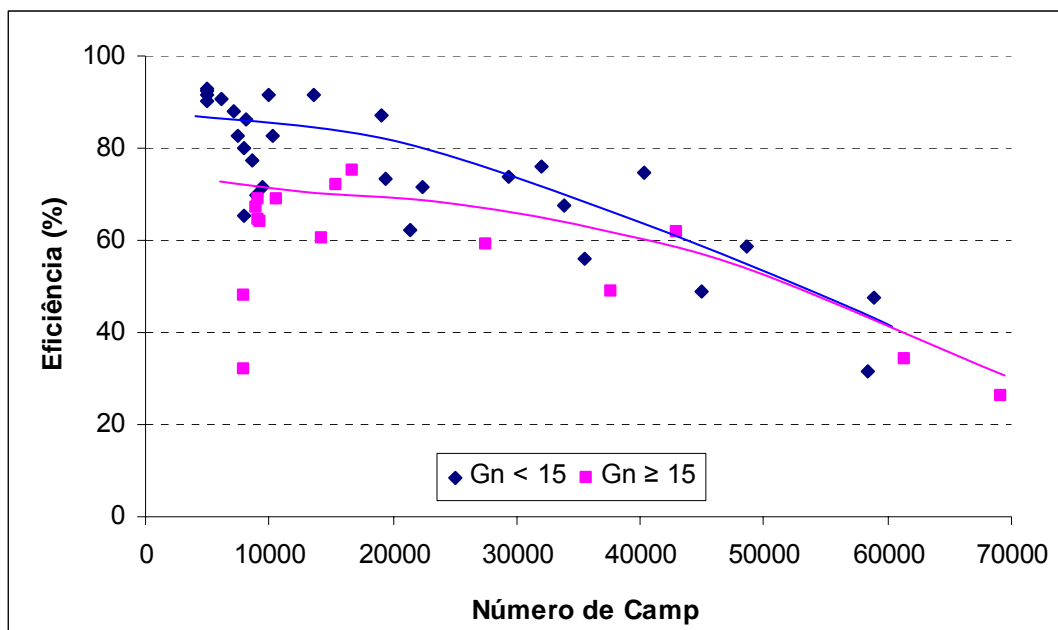


Figura 5.19 – Variação da eficiência com o Número de Camp para faixas de  $Gn < 25$  e  $Dn > 25$ .

De mesmo modo do  $Dn$ , também, pode-se observar que quando se aumenta muito  $Ca$ , a influência do  $Gn$ , na eficiência dos FTH diminui, mostrando que para altos valores de  $Ca$  o desempenho é somente função de  $Ca$ .

### 5.2.5 Influência de Camp, Dean e Germano na eficiência de floculação

Com o intuito de se obter correlação entre os três parâmetros adimensionais envolvidos no sistema de floculação em tubos enrolados helicoidemente, foi feita uma análise de regressão múltipla para descrever através de um modelo matemático, a relação existente entre  $Camp$ ,  $Dean$  e  $Germano$  na eficiência de floculação (Equação 5.1).

$$Eficiência (\%) = 723,1813 \times Ca^{-0,2059} \times Dn^{-0,05075} \times Gn^{-0,03939} \quad (5.1)$$

Observa-se que  $Ca$ ,  $Dn$  e  $Gn$  são inversamente proporcionais a eficiência de floculação (sinal negativo da Equação 6.1), isto significa que para o FTH ser mais eficiente, deve-se reduzir estes os três parâmetros adimensionais. Todos os três parâmetros ( $Ca$ ,  $Dn$  e  $Gn$ ) são bastante influenciados por  $Re$  para a faixa de valores estudada neste trabalho. Como o nível de energia já se encontra relativamente alto o

aumento desses parâmetros representa um aumento no nível de energia levando à ruptura de flocos e conseqüentemente a diminuição da eficiência.

A Figura 5.20 mostra que o modelo matemático apresentado possui baixo coeficiente de correlação ( $R^2$  0,45). Apesar do erro médio ser de 17%, o máximo ficou em 63%, confirmando a necessidade de se estudar este tipo de flocculador por categorias para a obtenção de um modelo mais preciso.

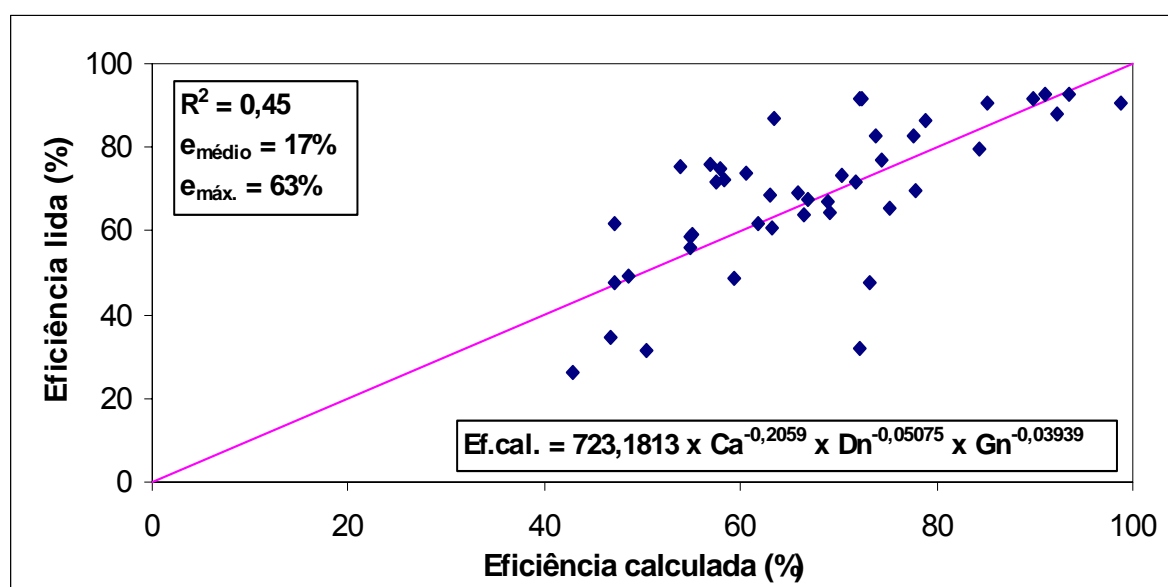


Figura 5.20 – Verificação do ajuste da Equação 6.4.

Para se resolver este problema se fez análise dimensional relacionando cada parâmetro envolvido no sistema para possibilitar uma melhor análise dos resultados. Com este intuito, foram obtidas correlações entre parâmetros adimensionais sendo originados de oito grandezas envolvidas no problema, listadas na Tabela 5.2. E, a partir do teorema dos  $\pi$ 's ou de Buckingham foram obtidos os parâmetros adimensionais  $\pi_1$ ,  $\pi_2$ ,  $\pi_3$ ,  $\pi_4$  e  $\pi_5$  em que satisfazem a Equação 6.2.

$$F(\pi_1, \pi_2, \pi_3, \pi_4, \pi_5) = 0 \quad (5.2)$$

onde,  $\pi_1 = \text{Ef.}$ ;  $\pi_2 = \frac{\rho \cdot Q}{\mu \cdot d}$ ;  $\pi_3 = \frac{L}{d}$ ;  $\pi_4 = \frac{D}{d}$  e  $\pi_5 = \frac{p}{d}$ .

Tabela 5.2 – Dimensões das grandezas envolvidas neste sistema.

GRANDEZA	SÍMBOLO	DIMENSÕES
Viscosidade do fluido	$\mu$	$M.L^{-1}.T^{-1}$
Tempo teórico de detenção	T	T
Vazão do escoamento	Q	$L^3.T^{-1}$
Massa específica do fluido	$\rho$	$M.L^{-3}$
Diâmetro da mangueira	d	L
Diâmetro do tubo	D	L
Passo	p	L
Eficiência de floculação	Ef.	-

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

Cada parâmetro explica um fenômeno que afeta o escoamento, como descrito a seguir:

- $\pi_1$ : a eficiência de remoção de turbidez da água;
- $\pi_2$ : número de Reynolds;
- $\pi_3$ : a relação entre comprimento da mangueira e o diâmetro da mangueira enrolada;
- $\pi_4$ : a relação entre o diâmetro do tubo e o diâmetro da mangueira enrolada (curvatura);
- $\pi_5$ : a relação entre o passo e o diâmetro da mangueira enrolada (torção).

Depois de estabelecida a relação funcional, pode-se explicitá-la em relação a  $\pi_1$  (eficiência do flocculador), através de uma combinação entre os  $\pi$ 's por meio de uma análise de regressão múltipla para se determinar um modelo matemático que representasse todos os parâmetros que regem o sistema em estudo (Equação 5.3).

$$Eficiência = 9,9032 \cdot \pi_2^{-0,19908} \cdot \pi_3^{-0,30877} \cdot \pi_4^{0,10362} \cdot \pi_5^{-0,12867} \quad (5.3)$$

A Figura 5.21 relaciona a eficiência calculada pela combinação entre parâmetros  $\pi$ 's e a eficiência obtida por meio dos experimentos, onde mostra que houve uma melhor correlação entre os parâmetros envolvidos que o apresentado na Figura 5.20, confirmando a importância de se considerar parâmetros primários para correlações. Apesar de alguns casos o erro foi relativamente grande chegando a 89%.

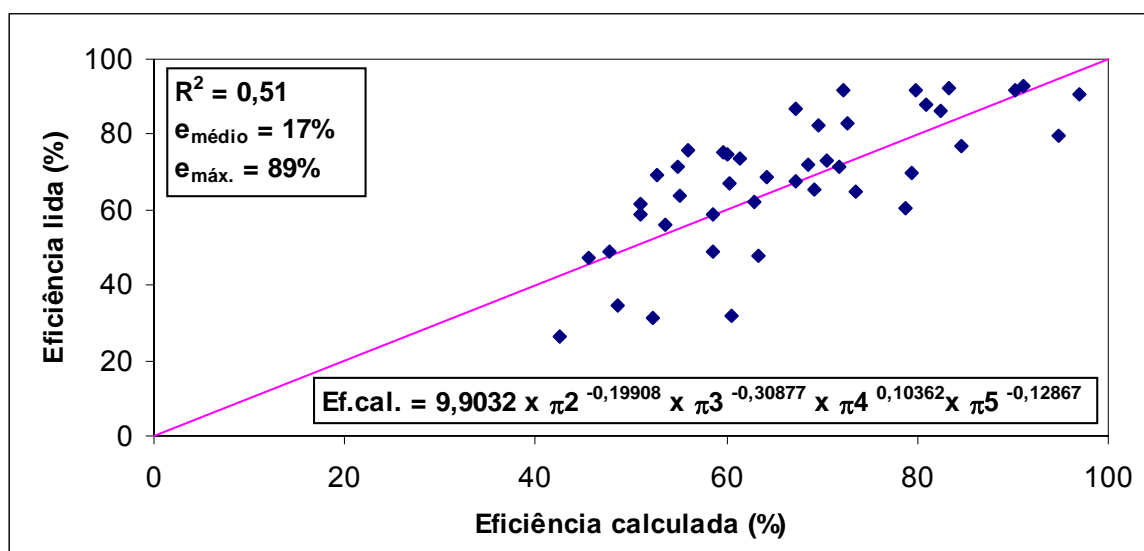


Figura 5.21 – Verificação do ajuste da Equação 6.5.

Concluindo, a correlação entre parâmetros  $\pi$ 's possibilitou uma análise mais direta de cada parâmetro na eficiência de floculação ( $\pi_1$ ), verificando que a eficiência de floculação para os FTH não é somente em função dos parâmetros  $Ca$ ,  $Dn$  e  $Gn$ .

Apesar da análise dimensional ter apresentado uma função de melhor correlação, o ajuste com os pontos experimentais não foi muito bom, ficando como sugestão mais estudos para otimizar esta correlação.

Os primeiros parâmetros estudados (Camp, Dean e Germano) são os utilizadas na literatura mas  $Re$  influencia na análise da eficiência com relação ao efeito da curvatura e da torção do floculador. Devido a isto, foi feito uma análise dimensional para um melhor entendimento de como cada parâmetro afeta na eficiência de floculação ao ser isolado.

### 5.3 COMENTÁRIOS GERAIS

Quando foi transferido o valor de ótima turbidez do teste de jarros para o FTH não houve a formação de flocos. Isto porque o teste de jarros reproduz a mistura rápida, a mistura lenta e a decantação, onde foi observada a formação de flocos na mistura lenta. Já no sistema em estudo, há somente mistura rápida (reproduzida pelo FTH) e decantação, como o tempo de detenção é muito pequeno não ocorreu a formação de flocos usando os valores ótimos de coagulante e alcalinizante encontrado no diagrama de coagulação. Assim, precisou de se obter um novo ponto ótimo no sistema em estudo.

Outra observação feita foi a formação de flocos em todos os experimentos. A Figura 5.22(a) mostra a água com turbidez de 50UNT passando pelo decantador, antes da injeção do alcalinizante e do coagulante. Após a injeção desses produtos químicos houve uma nítida formação de flocos após o tempo de detenção de cada FTH.

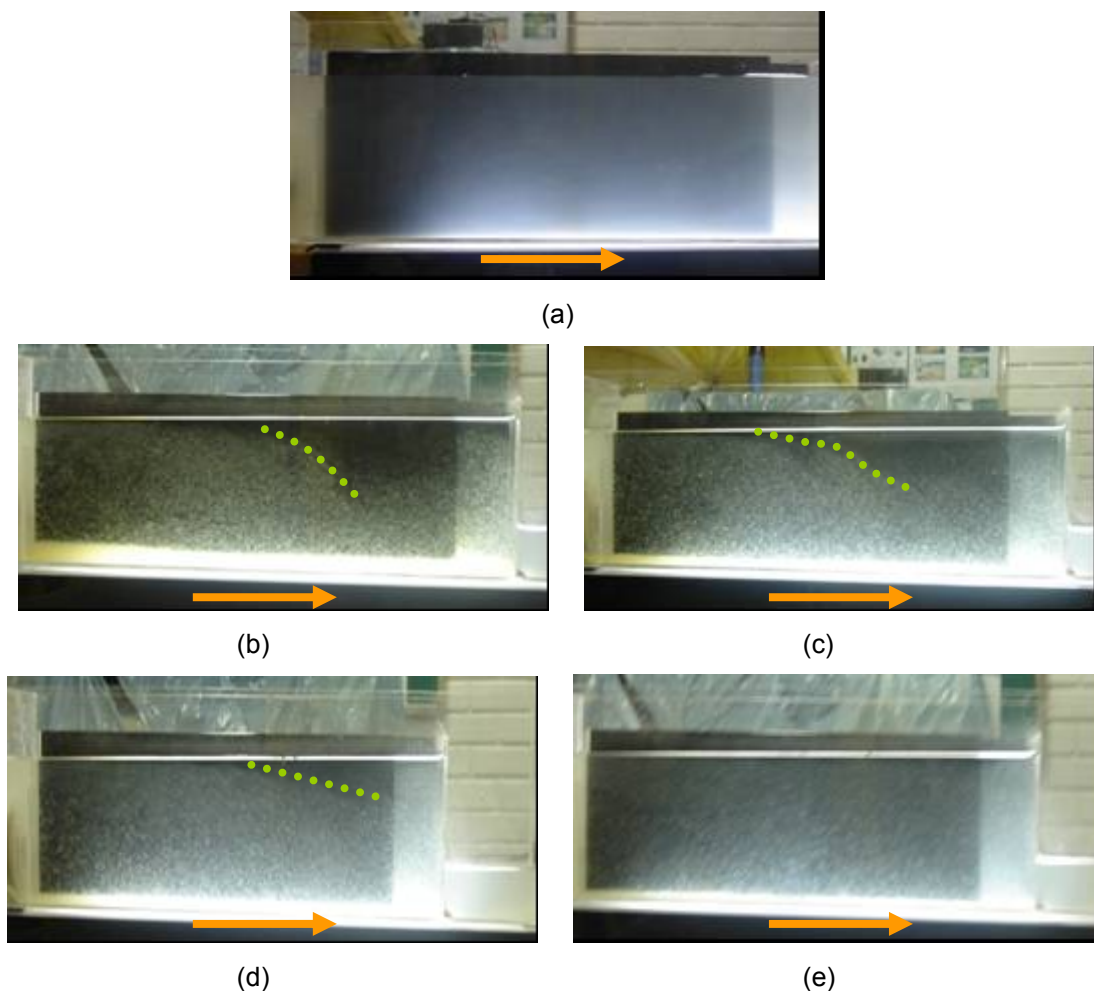


Figura 5.22 – Sedimentação de flocos no decantador. (a) água sem coagulante; (b)  $Q_{FTH} = 0,5l/min$ ; (c)  $Q_{FTH} = 1l/min$ ; (d)  $Q_{FTH} = 2l/min$ ; (e)  $Q_{FTH} = 4l/min$ .

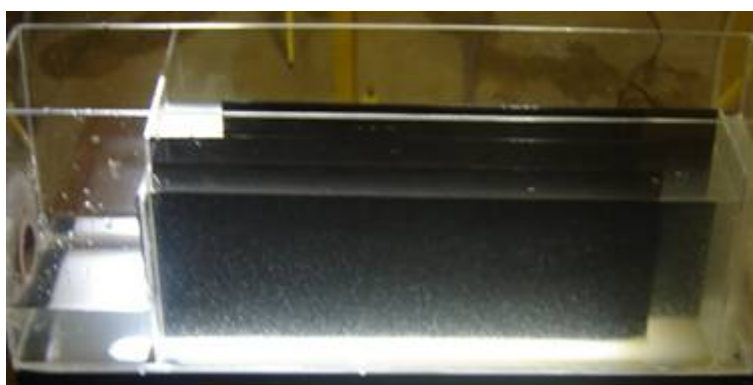
Foi visível a diferença desses flocos para as diversas vazões do floculador. Para as menores vazões, os flocos foram mais bem formados e maiores. Na Figura 5.22(b), (c), (d) e (e) isto pode ser observado, onde para as menores vazões, a linha na superfície de separação possui maior inclinação, levando a sedimentação dos flocos mais próxima da entrada do decantador. Observa-se, ainda, que o aumento da vazão do floculador, leva linha de superfície de separação se deslocar no sentido do fluxo (seta) retardando a sedimentação dos flocos.

A foto mostrada na Figura 5.23 foi tirada após o término do experimento do FTH07, para a vazão de  $0,5l/min$ , onde também pode ser verificada elevada sedimentação no primeiro compartimento do decantador (a) e menor no último compartimento (b). Em todos os experimentos, o lodo depositado no fundo não se encontrava disposto uniformemente ao longo do decantador, havendo deposição de grande parte até a

metade da primeira câmara, para a menor vazão. Quando a vazão do flocculador foi elevada, o acúmulo do lodo formado se distribuiu em todos os compartimentos do decantador, mas sempre foi maior nos primeiros compartimentos. Este efeito pode ser melhor visualizado na Figura 5.24 que mostra uma vista superior do decantador.



(a)



(b)

Figura 5.23 – Flocos decantados no final do experimento ( $Q = 0,5\text{l/min}$ ). (a) 1º compartimento; (b) 3º compartimento.



Figura 5.24 – Vista superior do decantador. As setas indicam o sentido do escoamento.



## CAPÍTULO 6

---

# CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

## 6. | **CONCLUSÕES**

### 6.1. CONCLUSÕES GERAIS

- O desenvolvimento deste trabalho contribuiu para um melhor entendimento do funcionamento de flocladores tubulares helicoidais na efetivação do processo de floclação. A energia requerida no processo de floclação foi quantificada e analisada, onde se observou que, para os casos estudados neste trabalho ( $28 < G < 2.091$ ), a eficiência dos flocladores foi maior para os menores níveis de energia ( $G < 114$ ).

### 6.2. CONCLUSÕES ESPECÍFICAS

- O efeito do número de Camp no desempenho do processo de floclação é importante para o dimensionamento do Floclador Tubular Helicoidal, como já verificado, na literatura, para os flocladores convencionais. Para a faixa que foi considerada (Camp entre 4.990 e 69.230), menores vazões de escoamento acarretam em menores números de Reynolds e menores gradientes de velocidades que reduzem a energia de floclação, possibilitando a formação de flocos e melhorando a eficiência do processo de floclação, chegando a 93% de remoção de turbidez (4UNT);
- O número de Dean, representado pela curvatura e número de Reynolds (nível de energia), onde as faixas estudadas foram de 6,3 a 34,5 e 937 a 10.000, respectivamente, tem grande importância em escoamentos em tubos helicoidais. Na qual se verificou que, para a faixa de Dean estudada (187 a 3.994), o aumento da eficiência dos flocladores tubulares helicoidais se dá quando reduzimos a magnitude desse número, por meio da redução da vazão de escoamento, levando a redução de Reynolds, e/ou suavizando a curvatura, alteração no projeto do floclador;

- O número de Germano, também, influencia na eficiência dos FTH tendendo a ser mais eficiente para os menores valores, considerando a faixa estudada neste trabalho (1 a 97). Baixos números de Germanos estão relacionados à pequena torção (menor passo, sabendo que a faixa estudada foi entre 0,05 e 2,05) e baixo número de Reynolds (nível de energia), que afetam no padrão de escoamento de tubos enrolados. Com o incremento do passo, reduz-se o nível de energia devido à redução da perda de carga, porém a influência de Re sobre o número de Gn foi muito maior que o passo, indicando que altos valores de Germano implicam em altos níveis de energia diminuindo a eficiência do flocculador.
- Para altos valores de Camp, observou-se que o desempenho do flocculador não depende de Germano, pois como explicado no parágrafo anterior, para a faixa estudada (Camp entre 4990 e 69230), o efeito da torção é mascarado pelo alto valor de Re. O mesmo não pode ser afirmado para Dean, pois os números de experimentos não foram suficientes para se chegar a uma conclusão;
- Apesar da literatura recomendar a análise dos números de Camp, Dean e Germano para avaliação da eficiência de flocculação em flocculadores tubulares helicoidais, observou-se que o número de Reynolds influencia na análise dos parâmetros na eficiência de flocculação. Portanto, recomenda-se a utilização da análise dimensional para se compreender a influência de cada parâmetro sobre o desempenho do processo de flocculação.

### 6.3 RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Como seqüência do desenvolvimento dos estudos realizados, são sugeridos os seguintes trabalhos:

- Os experimentos mostraram que a eficiência foi maior para os menores valores estudados de Camp, de Dean e de Germano. Recomenda-se o

estudo desses números para níveis de energia menores que os estudados, reduzindo-se a vazão de escoamento e/ou alterando parâmetros geométricos;

- O FTH foi avaliado de forma global sem a avaliação do comportamento do fluido no seu interior. A modelagem numérica do escoamento dentro do reator poderá mostrar o comportamento do padrão do escoamento no seu interior e sua relação com a eficiência do processo;
- O padrão de escoamento muda devido à ação da força de gravidade, portanto recomenda-se a realização de um estudo comparativo entre flocladores helicoidal vertical e horizontal empregando os mesmos parâmetros, para se verificar se há alteração na eficiência de floclação;
- Um estudo comparativo do teste de jarros com o FTH é necessário para mostrar como é o comportamento deste tipo de floclador utilizando os parâmetros ótimos do teste de jarros, em que, usualmente, é utilizado pela literatura como base para o estudo das tecnologias nas estações de tratamento;
- Ao longo do FTH pode ocorrer a formação e quebra de flocos, devido a isto se recomenda o estudo do comprimento ótimo do floclador para se verificar a otimização da floclação;
- Usualmente os flocladores convencionais são escalonados, com gradientes de velocidades decrescentes para evitar quebra de flocos. A verificação desse escoamento no FTH pode ser outra alternativa para se aumentar a eficiência de floclação;
- Para aumentar a perda de carga se recomenda estudos em FTH com mangueira corrugadas.

**CAPÍTULO 7**

---

**REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA**

## 7 | REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

---

- 1 AL-HASHIMI, M.; ASHJYAN, A. Effectiveness of helical pipes in the flocculation process of water. **Filtration & Separation**, 1989.
- 2 American Public Health Association. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 19. Ed. Washington, 1995.
- 3 ANDREU-VILLEGAS, R.; LETTERMAN, R.D. Optimizing flocculator power input. **Journal of the Environmental Engineering Division**, Vol. 102, N. 2, p. 251-263, March/April 1976.
- 4 APHA, **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**, 1995
- 5 ARBOLEDA V.. **Teoría, diseño y control de los procesos de clarificación del agua**. Lima, CEPIS, p. 558, 1973.
- 6 ARGAMAN, Y.; KAUFMAN, W.J. **Turbulence in ortokinetic flocculation**. Berkeley: Report, 68-5, Serl, 1968.
- 7 ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **Elaboração de projetos de sistemas de tratamento de água para abastecimento público: NB 592**. Rio de Janeiro, 1977.
- 8 ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **Projeto de estação de tratamento de água para abastecimento público: NBR 12216**, Rio de Janeiro, 1992.
- 9 AUSTIN, L.R. Fully developed viscous flow in coiled circular pipes. **ALCHE Journal**, v.19, n.1, p.85-94, 1973.
- 10 BERGER, S. A.; TALBOT, L.; YAO.L.S. Flow in curved pipes. **Annual review of Fluid Mechanics**, v.15, p. 461-512, 1983.
- 11 BHARGAVA, D. S.; OJHA, C. S. P. **Models for design of flocculating baffled channels**. *Water Research*, v. 27, n. 3, p. 465-475, 1993.
- 12 BHARGAVA, D. S.; MARIAM, D. W. **Effects of particle sizes on the turbidity evaluation**. *IE (I) Journal – EN*, V. 74, 1994.
- 13 BHOLE, A. G. **Performance of static flocculators**. *Water Science and Technology*, v. 27, n. 10, p. 181-194, 1993.
- 14 CARISSIMI, E. **Reator gerador de flocos – RGF: concepção e desenvolvimento básico**. 2003. Dissertação (Mestrado em Metalurgia Extrativa e Tecnologia Mineral) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2003.
- 15 CAMP, T. R. **Flocculation and flocculation basins**. *American Society of Civil Engineers*, n. 2722, p. 1-15, set. 1953.
- 16 CENTRO PANAMERICANO DE INGENIERIA SANITRARIA Y CIENCIAS DEL AMBIENTE (CEPIS). **Teoría, diseño y control de los procesos de clarificación del agua**. Departamento de ingeniería y ciencias del ambiente. Série técnica, v. 13, 1995.

- 17 CHENG, L.; KUZNETSOV, A. V.. Investigation of laminar flow in a helical pipe filled with a fluid saturated porous medium. **European Journal of Mechanics B/Fluids**, article in press, p. 1-15, 2004.
- 18 CLEASBY, J. L. Is velocity gradient a valid turbulent flocculation parameter? **Journal of environmental engineering**;110(5):875-97, Oct. 1984.
- 19 DEAN, W. R. Note on the motion of fluid in a curved pipe. **Philosophical Magazine**, ser. 7, v. 4, nº 20, p. 208-223, 1927.
- 20 DEAN, W. R. The stream-line motion of fluid in a curved pipe. **Philosophical Magazine and Journal of Science**, ser. 7, v. 5, nº 30, p. 673-695, 1928.
- 21 DI BERNARDO, L. **Métodos e técnicas de tratamento de água**, Rio de Janeiro, v.1, Edição patrocinada pela ABES, 1993.
- 22 DI BERNARDO, L.; DI BERNARDO, A.; PÁDUA, V. L.. **Redução do tempo de floculação em função do escalonamento do gradiente de velocidade**. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27, II-020. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, Porto Alegre, RS, 2000.
- 23 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.
- 24 DI BERNARDO, L.; DI BERNARDO, A. **Métodos e técnicas de tratamento de água**. São Carlos, Ed. Rima, v.1, 2005.
- 25 ELMALEH, S.; JABBOURI, A. **Flocculation energy requirement**. Water Research, v. 25, n. 8, p. 939-943, 1991.
- 26 EUSTICE, J. Flow of water in curved pipes. **Proc. R. Soc. London**, ser.A84, p.107-118, 1910.
- 27 EUSTICE, J. Experiments on stream-line motion in curved pipes. **Proc. R. Soc. London**, ser.A85, p.119-131, 1911.
- 28 FAIR, G. M.;GERYER, J.C.;OKUN, D.A.Cinética del tratamiento. **Purificación de aguas y tratamiento y remoción de aguas residuales**. Mexico: v.2, cap.22, p.87-105, Limusa, 1973.
- 29 GALIER, S; ISSANCHOU, S; MOULIN, P; CLIFTON, M; APTEL, P. Electrochemical measurement of velocity gradient at the wall of a helical tube. **AIChE Journal**, France, v.49, p.1972-1979, 2003.
- 30 GERMANO, M. On the effect of torsion on a helical pipe flow. **J. Fluid. Mech.**, v. 125, p. 1-8, 1982.
- 31 GERMANO, M. The Dean equations extended to a helical pipe flow. **J. Fluid. Mech.**, v. 203, p. 289-305, 1989.
- 32 GNIELINSKI, V. Correlations for the pressure drop in helically coiled tubes. **Intern Chem Eng**, v.26, n.1, p.36-44, 1986.
- 33 GROHMANN, A.; REITER, M.; WIESMANN, U. New flocculation units with high efficiency. **Water Science and Technology**, v.13, p. 567-573, 1981.
- 34 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.

- 35 HAMEED, M> S.; MUHAMMED, T. J.; SAPRE, A.A. Improved technique for river water flocculation. **Filtration e Separation**, Baghdad, Iraq, p.63-68, January, 1995.
- 36 HUTTL, T.J.; FRIEDRICH, R.. Influence of curvature and torsion on turbulent flow in helically coiled pipes. **International Journal of Heat and Fluid Flow**, Germany, n. 21, p. 345-353, 2000.
- 37 ITO,H. Flow in coiled circular pipes. **Trans. Am. Soc. Mech. Engrs**, **123**, 1959.
- 38 KO, T; TING,K. Optimal Reynolds number for the fully developed laminar forced convection in a helical coiled tube. **Energy**, Taiwan, 2004.
- 39 LIBÂNIO, M. **Avaliação da floculação em reatores estáticos e de escoamento contínuo com gradientes de velocidade constante e variável**. Tese de doutorado – Escola de engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, 1995.
- 40 LIU, S.; MASLIYAH, J. H. Axially invariant laminar flow in helical pipes with a finite pitch. **J. Fluid Mech.**, v. 251, p. 315-353, 1993.
- 41 LIU, S.; MASLIYAH, J. H. Developing convective heat transfer in helical pipes with finite pitch. **Int. J. Heat and Fluid Flow**, v. 15, n° 1, p. 66-74, 1994.
- 42 LIU, J.; CRAPPER, M.; McCONNACHIE, G. L. **An accurate approach to the design of channel hydraulic flocculators**. *Water Research*, v. 38, p. 875-886, 2004.
- 43 MANLAPAZ, R.L.; CHURCHILL,S.W. **Fully developed laminar flow in a helically coiled tube of finite pitch**. *Chem. Eng. Commun.* (7), p.57-78, 1980.
- 44 McCONNACHIE, G. L. Turbulence intensity of mixing in relation to flocculation. **Journal of Environmental Engineering**, vol. 117, n° 6, nov./dec., 1991.
- 45 McCONNACHIE, G. L. **Water treatment for developing countries using baffled-channel hydraulic flocculation**. *Proc. Instn. civ. Engrs Wat., Marit. & Energy*, 101, p. 55-61, mar. 1993.
- 46 McCONNACHIE, G. L. et al. **Field trials of appropriate hydraulic flocculation processes**. *Water Research*, v. 33, n. 6, p. 1425-1434, 1999.
- 47 McCONNACHIE, G. L.; LIU, J. **Design of baffled hydraulic channels for turbulence-induced flocculation**. *Water Research*, v. 34, n. 6, p. 1886-1896, 2000.
- 48 MISHRA,P.;GUPTA,S. Momentum transfer in curved pipes, **Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev**, 18, 130, 1979.
- 49 MHAISALKAR, V.A.; PARAMASIVAM, R.; BHOLE, A. G. **An innovative technique for determining velocity gradient in coagulation-flocculation process**. *Water Research*, v. 20, n. 10, p. 1307-1314, 1986.
- 50 MONK, R. D. G.; WILLIS, J. F. **Designing water treatment facilities**. *Journal American Water Works Association*, p. 45-57, fev. 1987.
- 51 PÁDUA, V. L.; DI BERNARDO, L. **Comparação entre turbidez e distribuição de tamanho de partículas**. In: XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, João Pessoa, 2001.



- 52 RICHTER, C. A.; NETTO, J. M. D. A. **Tratamento de água**. Ed. Edgard Blucher Ltda, São Paulo-SP, p.332, 1991.
- 53 RÍOS PIGNATTA, D. A.. **Utilización del parâmetro “eficiência” em remoción de turbiedad em sedimentadores**. In: Asociación Peruana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental; AIDIS. Gestión ambiental en el siglo XXI. Lima, APIS, . p.1-9, 1998.
- 54 ROHSENOW, W. M.; HARTNETT, J. P.; CHO, Y.I. **Hand book of heat transfer**, McGraw-Hill Handbooks, third edition, 1998.
- 55 SHAH, R. K.; JOSHI, S.D. **Convective heat transfer in curved ducts**. Handbook of single phase convective heat transfer, wiley Interscience, New York, 1987.
- 56 SIQUEIRA, R. N. **Desenvolvimento e aperfeiçoamento de critérios de avaliação da eficiência hidráulica e do cálculo do coeficiente de mistura em unidades de tratamento de água e efluentes**. Dissertação de mestrado, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, UFES, 1998.
- 57 SRINIVASAN, P.S.; NANDAPURKAR, S.S.; HOLLAND, S.S. **Friction factors for coils**, Trans. Inst. Chem. Eng. (48), T156-T161, 1970.
- 58 SWAMEE, P. K. **Design of flocculating baffled channel**. Journal of Environmental Engineering, nov. 1996.
- 59 TAY, J. **Effects of length to width ratio on hydraulic behaviour of settling tank**, Proceeding of the ASDE Conference, p. 136-145, 1986.
- 60 TAYLOR, G.I. **The criterion for turbulence in curved pipes**, Proc. R. Soc. London, ser. A 124, p.243-249, 1929.
- 61 TEIXEIRA, E. C. **Hidrodinamic processes and hydraulic efficiency of chlorine contact units**, Ph.D. Thesis, Department of Civil Engineering, University of Bradford, U.K, 1993.
- 62 UJHIDY, A.;NÉMETH, J.; SZÉPVOLGYI, J.. Fluid flow in tubes with helical elements. **Chemical Engineering and Processing**, Hungary, n. 42, p. 1-7, 2003.
- 63 VASCONCELOS, J. **Comunicação pessoal – Técnico de Química da Estação de Tratamento de água da Companhia Espírito-Santense de Saneamento (CESAN)**, out.2005.
- 64 VIANNA, M. R. **Hidráulica aplicada às estações de tratamento de água**. 4ª edição. Belo Horizonte: Imprimatur, 2002.
- 65 VIGNESWARAN, S.; SETIADI, T. Flocculation study on spiral flocculator. **Water, Air and Soil Pollution** 29, p. 165-188, 1986.

# Livros Grátis

( <http://www.livrosgratis.com.br> )

Milhares de Livros para Download:

[Baixar livros de Administração](#)

[Baixar livros de Agronomia](#)

[Baixar livros de Arquitetura](#)

[Baixar livros de Artes](#)

[Baixar livros de Astronomia](#)

[Baixar livros de Biologia Geral](#)

[Baixar livros de Ciência da Computação](#)

[Baixar livros de Ciência da Informação](#)

[Baixar livros de Ciência Política](#)

[Baixar livros de Ciências da Saúde](#)

[Baixar livros de Comunicação](#)

[Baixar livros do Conselho Nacional de Educação - CNE](#)

[Baixar livros de Defesa civil](#)

[Baixar livros de Direito](#)

[Baixar livros de Direitos humanos](#)

[Baixar livros de Economia](#)

[Baixar livros de Economia Doméstica](#)

[Baixar livros de Educação](#)

[Baixar livros de Educação - Trânsito](#)

[Baixar livros de Educação Física](#)

[Baixar livros de Engenharia Aeroespacial](#)

[Baixar livros de Farmácia](#)

[Baixar livros de Filosofia](#)

[Baixar livros de Física](#)

[Baixar livros de Geociências](#)

[Baixar livros de Geografia](#)

[Baixar livros de História](#)

[Baixar livros de Línguas](#)

[Baixar livros de Literatura](#)  
[Baixar livros de Literatura de Cordel](#)  
[Baixar livros de Literatura Infantil](#)  
[Baixar livros de Matemática](#)  
[Baixar livros de Medicina](#)  
[Baixar livros de Medicina Veterinária](#)  
[Baixar livros de Meio Ambiente](#)  
[Baixar livros de Meteorologia](#)  
[Baixar Monografias e TCC](#)  
[Baixar livros Multidisciplinar](#)  
[Baixar livros de Música](#)  
[Baixar livros de Psicologia](#)  
[Baixar livros de Química](#)  
[Baixar livros de Saúde Coletiva](#)  
[Baixar livros de Serviço Social](#)  
[Baixar livros de Sociologia](#)  
[Baixar livros de Teologia](#)  
[Baixar livros de Trabalho](#)  
[Baixar livros de Turismo](#)