

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA  
CENTRO DE TECNOLOGIA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL

Júlia Caetano Manfio

**AVALIAÇÃO DO EFEITO DO GRADIENTE DE VELOCIDADE NA  
AGREGAÇÃO DE PARTÍCULAS EM UNIDADES DE MISTURA  
COMPLETA E DE FLUXO PISTONADO**

Santa Maria, RS  
2018

**Júlia Caetano Manfio**

**AVALIAÇÃO DO EFEITO DO GRADIENTE DE VELOCIDADE NA AGREGAÇÃO  
DE PARTÍCULAS EM UNIDADES DE MISTURA COMPLETA E DE FLUXO  
PISTONADO**

Dissertação apresentada ao Curso de Pós-Graduação em Engenharia Civil, Área de Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental, da Universidade Federal de Santa Maria (UFSM, RS), como requisito parcial para obtenção do título de **Mestre em Engenharia Civil**.

Orientador: Prof. Dr. Elvis Carissimi

Santa Maria, RS  
2018

Manfio, Júlia Caetano  
AVALIAÇÃO DO EFEITO DO GRADIENTE DE VELOCIDADE NA  
AGREGAÇÃO DE PARTÍCULAS EM UNIDADES DE MISTURA COMPLETA  
E DE FLUXO PISTONADO / Júlia Caetano Manfio.- 2018.  
68 p.; 30 cm

Orientador: Elvis Carissimi  
Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Santa  
Maria, Centro de Tecnologia, Programa de Pós-Graduação em  
Engenharia Civil, RS, 2018


1. Hidráulica de Reatores 2. Floclador Tubular  
Helicoidal 3. Velocidade de sedimentação 4. Gradiente de  
velocidade 5. Floclação I. Carissimi, Elvis II. Título.

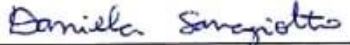
**Júlia Caetano Manfio**

**AValiação DO EFEITO DO GRADIENTE DE VELOCIDADE NA AGREGAÇÃO  
DE PARTÍCULAS EM UNIDADES DE MISTURA COMPLETA E DE FLUXO  
PISTONADO**

Dissertação apresentada ao Curso de Pós-Graduação em Engenharia Civil, Área de Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental, da Universidade Federal de Santa Maria (UFSM, RS), como requisito parcial para obtenção do título de **Mestre em Engenharia Civil**.

**Aprovado em 17 de agosto de 2018:**

  
\_\_\_\_\_  
**Elvis Carissimi, Dr. (UFSM)**  
(Orientador)

  
\_\_\_\_\_  
**Daniela Guzzon Sanagiotto, Dr<sup>a</sup>. (UFRGS)**

  
\_\_\_\_\_  
**Débora Missio Bayer, Dr<sup>a</sup>. (UFSM)**

Santa Maria, RS  
2018

## AGRADECIMENTOS

Agradeço à todas e todos que acreditaram em mim e, de alguma forma, contribuíram para que eu pudesse realizar esta dissertação. De uma maneira especial, agradeço:

- ao professor Elvis Carissimi, por toda a sabedoria compartilhada, pela confiança, incentivo, prontidão em responder as minhas dúvidas e oportunidade de qualificação profissional. Seus conselhos e orientações nortearam minha jornada;

- à Universidade Federal de Santa Maria, pelos anos de aprendizado e acesso ao ensino público, gratuito e de qualidade;

- à Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES), pelo auxílio financeiro que proporcionou as condições necessárias para realização desta pesquisa;

- à professora Débora Bayer e Leandro Pinto, pelas contribuições desde a qualificação do projeto e por estarem sempre dispostos a sanar as minhas dúvidas;

- ao técnico Fabio França, pela fundamental ajuda na montagem do experimento e troca de conhecimentos;

- ao professor Guilherme Dotto e ao técnico Alfeu P., pelo empréstimo de equipamento.

- às servidoras Luciane e Rosa pela atenção e apoio;

- às queridas Alana P., Rafaela M., Émilie L., Géssica F., Taís S., Thaira E., Cristiane L., e querido André A., por toda ajuda no laboratório, força e paciência, em especial às amigas Joceane A. e Maria Eduarda B. por não medirem esforços para me auxiliar;

- às minhas amadas amigas Janaina e Juliana, por todos os momentos de alegria e cumplicidade que tornaram esta caminhada mais leve;

- aos colegas do PPGEC e PPGEAmb, Samara D., Keila H., Cristiane G., Ronaldo K., Gustavo B., Manoel M., Andressa G., Ezequiel S., Ana Lúcia R., Calina B. e Franciele M., pelo convívio, momentos de descontração e troca de conhecimento;

- à Michele Sauer e à minha tia Mara, pela ajuda em química e matemática;

- aos meus familiares e amigos, pelo carinho, incentivo e por entender minha ausência;

- agradeço principalmente aos meus pais, Alana e Jairo, e à minha irmã Ágata, que me apoiaram incondicionalmente, me deram todo amor e suporte para que eu pudesse concluir mais esta etapa da minha vida. Esta conquista também é de vocês!

## RESUMO

### AValiação DO EFEITO DO GRADIENTE DE VELOCIDADE NA AGREGAÇÃO DE PARTÍCULAS EM UNIDADES MISTURA COMPLETA E DE FLUXO PISTONADO

AUTORA: Júlia Caetano Manfio

ORIENTADOR: Elvis Carissimi

Para ampliar o conhecimento sobre a floculação, operação unitária relevante no processo de tratamento de água e efluentes, este estudo teve como objetivo geral avaliar comparativamente o efeito do gradiente de velocidade ( $G$ ) na formação de flocos, empregado em unidades de mistura completa (MC) e unidades de agregação de fluxo pistonado, denominadas floculadores tubulares helicoidais (FTH), em termos de velocidade de sedimentação, redução de turbidez e cor. Foram avaliadas três unidades de agregação de MC e três de mistura em FTH, de fluxo contínuo em escala semipiloto, a fim de comparar e verificar a influência do  $G$  (500, 940 e  $1381 \text{ s}^{-1}$ ) na formação de flocos, a partir da variação de parâmetros operacionais dos floculadores (vazões de alimentação, rotações por minuto da agitação mecânica e diâmetro do tubo dos FTH), com tempos de detenção hidráulica entre 10 e 20 segundos. O monitoramento da eficiência de agregação foi realizado ao término da operação de cada unidade, em termos da velocidade de sedimentação dos flocos de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$ , da turbidez e da cor residual. Os resultados obtidos nos estudos de clarificação os FTH atingiram uma redução de 91,5% da turbidez, enquanto as unidades de MC reduziram 65,8%, aplicando o  $G$  de  $940 \text{ s}^{-1}$  e a concentração de sólidos de  $86 \text{ mg L}^{-1}$ . Nos FTH a maioria dos ensaios apresentou redução da turbidez acima de 80%, enquanto nos MC, apenas um floculador apresentou redução de 81,9% com  $G$  de  $1381 \text{ s}^{-1}$  e concentração de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  de  $86 \text{ mg L}^{-1}$ . Nos FTH a maioria dos ensaios apresentou redução da cor acima de 90%, enquanto nos MC, apenas um floculador, com  $G$  de  $1381 \text{ s}^{-1}$  e concentração de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  de  $86 \text{ mg L}^{-1}$  apresentou redução de 93,5%. A avaliação do  $G$  em função da velocidade de sedimentação mostrou que nos FTH o maior  $G$  prejudicou a formação dos flocos, resultando numa menor velocidade de sedimentação e menor remoção de turbidez e cor. Nesse modelo de floculador, altos valores do  $G$  ocasionam a ruptura dos agregados. Para as unidades de MC o aumento do  $G$  favoreceu a formação dos flocos, aumentando a velocidade de sedimentação, remoção de turbidez e cor, possivelmente devido ao número de Camp, que para baixos tempos de detenção hidráulica demanda uma maior energia de dissipação da turbulência. O FTH mostrou eficiência na geração de flocos superior às unidades de MC, confirmando que o  $G$  influencia na agregação de partículas nas unidades de fluxo pistonado e unidades de MC, considerando o curto tempo de detenção hidráulica (10 à 20 segundos).

**Palavras-chaves:** Hidráulica de Reatores. Floculador Tubular Helicoidal. Velocidade de sedimentação. Floculação.

## ABSTRACT

### EVALUATION OF THE EFFECT OF SPEED GRADIENT IN PARTICLE AGGREGATION IN COMPLETE MIXTURE AND PLUG FLOW UNITS

**AUTHOR:** Júlia Caetano Manfio

**ADVISOR:** Elvis Carissimi

In order to increase the knowledge about flocculation, unitary operation relevant for the water and wastewater treatment, the main goal of this study was to evaluate comparatively the effect of the velocity gradient ( $G$ ) in the formation of flocs, used in complete mixing units (CM) and plug flow aggregation units, in named coiled tubular flocculator (CTF), in terms of settling velocity, reduction of turbidity and color. Three aggregation units were evaluated for CM and three CTF units, in a semi-pilot scale, in order to compare and verify the influence of the  $G$  (500, 940 and  $1381\text{ s}^{-1}$ ) on flocs formation, based on the variation of flocculator operating parameters (flow rates per minute of the mechanical agitation and diameter of the flocculators), with hydraulic detention times between 10 and 20 seconds. The monitoring of the aggregation efficiency was carried out at the end of the operation of each unit, in terms of settling rate of  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  flocs, turbidity and residual color. The results obtained in the evaluation of the clarification the CTF reached a reduction of 91.5% of the turbidity, while the CM units reduced 65.8% of the turbidity, applying the  $G$  of  $940\text{ s}^{-1}$  and concentration of solids of  $86\text{ mg L}^{-1}$ . In the CTF, the majority of the tests had turbidity reduction above 80%, while in the CM only one flocculator presented a reduction of 81.9% with a  $G$  of  $1381\text{ s}^{-1}$  and  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  concentration of  $86\text{ mg L}^{-1}$ . In the CTF most of the tests showed a reduction of color over 90%, while in the CM, only one flocculator, with a  $G$  of  $1381\text{ s}^{-1}$  and  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  concentration of  $86\text{ mg L}^{-1}$  presented reduction of 93,5%. In the CTF most of the tests showed a reduction of color over 90%, while in the CM, only one flocculator, with a  $G$  of  $1381\text{ s}^{-1}$  and  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  concentration of  $86\text{ mg L}^{-1}$  presented reduction of 93,5%. The evaluation of the  $G$  as a function of settling speed showed that in the CTF the higher  $G$  impaired the formation of the flocs, resulting in a lower settling velocity of the flocs and less removal of turbidity and color. In this flocculator model, high  $G$  values result in aggregate rupture. For the CM units, the increase of the  $G$  favored the formation of the flocs, increasing settling velocity, turbidity, and color removal, possibly due to the number of Camp, which, for low hydraulic holding times, requires a higher turbulence dissipation energy. The CTF showed efficiency in the floc generation higher than the CM units, confirming that the  $G$  influences the aggregation of particles in the plug flow units and CM units, considering the short hydraulic holding time (10 to 20 seconds).

**Keywords:** Hydraulics of Reactors. Coiled Tubular Flocculator. Settling Velocity. Flocculation.

## LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 - Floculador mecanizado de paletas de eixo vertical (seção transversal).....	28
Figura 2 - Agitador mecanizado do tipo de paletas de eixo vertical .....	28
Figura 3 - Perspectiva de um floculador mecanizado, do tipo de paletas, de eixo horizontal (perspectiva).....	29
Figura 4 - Agitador mecanizado do tipo de paletas de eixo horizontal. ....	29
Figura 5 - Perspectiva de um floculador mecanizado, do tipo de paleta única, de eixo horizontal (perspectiva).....	30
Figura 6 - Floculador mecanizado do tipo de turbina (perspectiva).....	31
Figura 7 - Representação de um floculador chicanado: (a) fluxo horizontal (planta); (b) fluxo vertical (seção transversal).....	32
Figura 8 - Floculador hidráulico Cox: (a) planta baixa; (b) seção longitudinal. ....	33
Figura 9 - Floculador Alabama: (a) planta baixa; (b) seção longitudinal.....	33
Figura 10 - Floculador hidráulico do tipo de bandejas perfuradas. ....	34
Figura 11 - Floculador de meio granular de fluxo ascendente: (a) planta baixa; (b) seção transversal. ....	35
Figura 12 - Floculador de fluxo helicoidal: (a) planta baixa; (b) seção transversal. ....	35
Figura 13 - Formação de flocos no Floculador Tubular Helicoidal. ....	37
Figura 14 - (a) Unidade de agregação de mistura completa equipada com um agitador mecânico, da marca Fisatom, modelo 715, rotação de 120 a 2000 rpm e 70 W de potência. (b) Hélice naval. ....	38
Figura 15 - Floculador hidráulico do modelo tubular helicoidal. FTH 1, $Q = 2,88 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ ; FTH 2, $Q = 1,56 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ ; FTH 3, $Q = 0,4 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ . ....	39
Figura 16 - Esquema hidráulico empregado nos estudos de mistura em fluxo pistonado. ....	41
Figura 17 - Esquema hidráulico empregado nos estudos de mistura completa.....	43
Figura 18 - Velocidades de sedimentação dos flocos observadas nas unidades de MC e FTH para as três concentrações de sólidos ( $19, 58$ e $86 \text{ mg L}^{-1}$ ) e gradientes de velocidade ( $500, 940$ e $1381 \text{ s}^{-1}$ ). ....	51
Figura 19 - Velocidades de sedimentação dos flocos nas unidades de MC e FTH para as três concentrações de sólidos ( $19, 58$ e $86 \text{ mg L}^{-1}$ ) e gradientes de velocidade ( $500$ e $1381 \text{ s}^{-1}$ ). ....	52
Figura 20 - Eficiências de redução da turbidez observadas nas unidades de MC e FTH para as três concentrações de sólidos ( $19, 58$ e $86 \text{ mg L}^{-1}$ ) e gradientes de velocidade ( $500$ e $1381 \text{ s}^{-1}$ ). ....	54
Figura 21 - Eficiências de redução da turbidez observadas nas unidades de MC e FTH para as três concentrações de sólidos ( $19, 58$ e $86 \text{ mg L}^{-1}$ ) e gradientes de velocidade ( $500, 940$ e $1381 \text{ s}^{-1}$ ). ....	55
Figura 22 - Eficiências de redução da cor observadas nas unidades de MC e FTH para as três concentrações de sólidos ( $19, 58$ e $86 \text{ mg L}^{-1}$ ) e gradientes de velocidade ( $500,$ $940$ e $1381 \text{ s}^{-1}$ ). ....	57
Figura 23 - Velocidade de sedimentação dos flocos em função do gradiente de velocidade e da concentração de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ nos floculadores tubulares helicoidais e floculadores de mistura completa.....	58
Figura 24 - Comportamento das variáveis velocidade de sedimentação ( $\text{m h}^{-1}$ ), e eficiência de redução de turbidez e cor (%) nos ensaios de floculação com FTH utilizando a amostra sintética na concentração de $86 \text{ mg L}^{-1}$ . ....	59



## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Classificação dos regimes de fluxo para tubos retos e helicoidais pelo número de Reynolds. ....	21
Tabela 2 - Características construtivas das unidades de mistura em fluxo pistonado.....	40
Tabela 3 - Características construtivas das unidades de mistura completa. ....	42
Tabela 4 - Turbidez e cor das três concentrações de Fe(OH) <sub>3</sub> . ....	44
Tabela 5 - Polímeros flocculantes catiônicos testados e suas características.....	44
Tabela 6 - Eficiência na redução de cor e turbidez da amostra sintética de 58 mg L <sup>-1</sup> de Fe(OH) <sub>3</sub> , com a aplicação de 0,5 mg L <sup>-1</sup> de polímeros catiônicos em teste de jarros. ....	48
Tabela 7 - Tempo de detenção hidráulica verificado nos flocculadores tubulares helicoidais. .	49
Tabela 8 - Velocidades de sedimentação dos flocculadores e seus respectivos gradientes de velocidade (500, 940 e 1381 s <sup>-1</sup> ) e concentração de sólidos (19, 58 e 86 mg L <sup>-1</sup> )...	50
Tabela 9 - Eficiência de redução de turbidez nos diferentes modelos de flocculador e seus respectivos gradientes de velocidade (500, 940 e 1381 s <sup>-1</sup> ) e concentração de sólidos (19, 58 e 86 mg L <sup>-1</sup> ). ....	54
Tabela 10 - Eficiência de redução de cor no diferentes modelos de flocculador e seus respectivos gradientes de velocidade (500, 940 e 1381 s <sup>-1</sup> ) e concentração de sólidos (19, 58 e 86 mg L <sup>-1</sup> ). ....	57

## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO</b> .....	10
<b>2 OBJETIVOS</b> .....	12
2.1 OBJETIVO GERAL .....	12
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	12
<b>3 REVISÃO DE LITERATURA</b> .....	13
3.1 TRATAMENTO DE ÁGUA .....	13
3.2 COAGULAÇÃO E FLOCULAÇÃO .....	15
3.3 POLÍMEROS FLOCULANTES .....	17
3.4 PRINCIPAIS PARÂMETROS E VARIÁVEIS DA FLOCULAÇÃO .....	18
<b>3.4.1 Gradiente de velocidade (G)</b> .....	18
<b>3.4.2 Número de Reynolds (Re)</b> .....	20
<b>3.4.3 Tempo teórico de detenção (t)</b> .....	21
<b>3.4.4 Número de Camp (Ca)</b> .....	22
<b>3.4.5 Perda de Carga (<math>h_f</math>)</b> .....	22
<b>3.4.6 Velocidade de sedimentação</b> .....	23
3.5 REATORES.....	24
<b>3.5.1 Tipos de Reatores</b> .....	24
<b>3.5.2 Modelo de dispersão</b> .....	25
<b>3.5.3 Comportamento hidrodinâmico</b> .....	25
3.6 FLOCULADORES.....	27
<b>3.6.1 Floculadores mecanizados</b> .....	27
<b>3.6.2 Floculadores hidráulicos</b> .....	31
<b>4 METODOLOGIA</b> .....	38
4.1 DESCRIÇÃO DO CIRCUITO HIDRÁULICO .....	39
4.1.1 Unidade de mistura em fluxo pistonado .....	39
<b>4.1.2 Unidade de mistura completa</b> .....	41
4.2 MODELOS DE SÓLIDOS EM SUSPENSÃO.....	43
4.3 POLÍMEROS FLOCULANTES .....	44
<b>4.3.1 Otimização da concentração de floculante nas unidades de mistura</b> .....	45
4.4 CARACTERIZAÇÃO HIDRODINÂMICA .....	45
<b>4.4.1 Tempo de detenção hidráulica</b> .....	45
<b>4.4.2 Gradiente de velocidade</b> .....	45
4.5 ANÁLISE DE DADOS.....	46
<b>4.5.1 Velocidade de sedimentação e eficiência de redução de turbidez e cor</b> .....	46
<b>4.5.2 Análise estatística</b> .....	46
<b>5 RESULTADOS E DISCUSSÃO</b> .....	48
5.1 EFEITO DO TIPO DE FLOCULANTE .....	48
5.2 AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DE FORMAÇÃO DE FLOCOS DE $Fe(OH)_3$ .....	49
<b>5.2.1 Caracterização hidrodinâmica</b> .....	49
<b>5.2.2 Velocidade de sedimentação</b> .....	50
<b>5.2.3 Eficiência de redução de turbidez e cor</b> .....	53
<b>5.2.4 Efeito da concentração de sólidos</b> .....	58
<b>5.2.5 Análise de correlação</b> .....	59
<b>6 CONCLUSÃO</b> .....	60
<b>7 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS</b> .....	62
<b>REFERÊNCIAS</b> .....	63

## 1 INTRODUÇÃO

Com a finalidade de prevenir doenças e melhorar a qualidade de vida da população são empregadas medidas que visam preservar ou modificar as condições do meio ambiente. Esse conjunto de medidas é denominado saneamento e abrange a infraestrutura e instalações operacionais de abastecimento de água, esgotamento sanitário, limpeza urbana, drenagem urbana, manejos de resíduos sólidos e de águas pluviais. Visando a melhoria constante nas condições de saneamento, torna-se imprescindível o aprimoramento das tecnologias de tratamento de água e efluentes líquidos, para garantir a qualidade e segurança do ambiente e da saúde.

As águas para abastecimento e efluentes líquidos normalmente apresentam em sua composição sólidos em suspensão e coloidais, que necessitam ser agregadas para posterior separação sólido-líquido. Sob a ótica do tratamento de água e efluentes e seus processos, a floculação consiste em uma etapa fundamental onde ocorre a agregação das partículas desestabilizadas presentes na massa líquida a ser tratada. Tanto a floculação, quanto a coagulação, possibilitam alterações na distribuição do tamanho de partículas, resultante dos impactos das colisões, agregação e ruptura dos flocos (ZHANG, 2011).

A distribuição do tamanho de partículas resulta do gradiente de floculação e do tempo de detenção das partículas a este gradiente. O entendimento da distribuição do tamanho de partículas e das propriedades físicas dos flocos, em diferentes condições cinéticas, mostra-se uma ferramenta importante para o aprimoramento de unidades de separação sólido-líquido no tratamento de água (MORENO, 2015).

O processo de floculação convencional é realizado em flocladores mecanizados que proporcionam a agitação da massa líquida através de equipamentos mecânicos ou em flocladores hidráulicos que aproveitam o fluxo hidráulico resultante da mudança no sentido do fluxo ocasionada por obstáculos presentes no interior das unidades, para prover a dispersão e o contato dos agentes de desestabilização.

Alguns projetos de estações de tratamento de água de médio e grande porte, com vazão superior a  $100 \text{ L s}^{-1}$ , têm usualmente adotado sistemas de floculação mecanizados no lugar dos hidráulicos. Os sistemas mecanizados apresentam como vantagens sobre os hidráulicos a baixa perda de carga, facilidade de instalação em estações existentes e maior flexibilidade de operação em função das variações das características da água bruta. Contudo, demanda um alto consumo de energia, além de apresentar maior probabilidade de curtos-circuitos e necessidade de manutenção dos equipamentos (CESTARI, 2011).

Os flocladores hidráulicos utilizam a energia do fluxo hidráulico para proporcionar a colisão entre as partículas, levando à formação de agregados (BHOLE, 1993; HAARHOFF, 1998). Estas unidades são normalmente compartimentadas ou possuem canais de entrada e saída em sentidos opostos, fazendo com que a massa líquida mude de sentido a cada passagem de compartimento, ou pela rotação do fluido devido à disposição dos canais. A mudança no sentido do escoamento provoca alterações no gradiente de velocidade, e conseqüentemente a colisão e agregação de partículas sob a ação de um agente floclante. Dentre os flocladores hidráulicos destacam-se os chicanados, cox, alabama, helicoidais, de bandejas perfuradas, de meio granular e o tubular helicoidal.

Vários estudos tem proposto a utilização de um sistema de floclação em linha, composto por um reator tubular helicoidal, que aproveita a energia hidráulica do fluxo em seu interior para distribuir os coagulantes e floclantes favorecendo a floclação (CARISSIMI, 2003; GROHMANN et al., 1981; OLIVEIRA 2008; PELISSARI, 2006; SILVA, 2007). Considerando que a eficiência da floclação depende do gradiente médio de velocidade, do tempo de detenção, do volume dos flocos e da distribuição do tamanho dos flocos (ARGAMAN, 1971), é fundamental que estes aspectos sejam estudados a fim de aperfeiçoar o funcionamento dos flocladores, seja por meio da alteração do gradiente de velocidade, da vazão de alimentação, do diâmetro do reator, do diâmetro do enrolamento, ou da variação na rotação dos agitadores, no caso de flocladores mecanizados.

O estudo das variáveis hidráulicas, tais como gradiente de velocidade, tempo de detenção e regime hidráulico, atuantes no funcionamento de unidades de floclação torna possível o desenvolvimento de projetos que visem aprimorar a operação e configuração dos reatores, com intuito de evitar a ruptura dos flocos formados, aumentar a velocidade de sedimentação e alcançar a qualidade desejada do tratamento. Neste contexto, uma das frentes de pesquisa que podem resultar em um aumento da eficiência dos processos de floclação e da compreensão sobre este fenômeno, este estudo se propões a verificar o efeito do gradiente de velocidade na agregação de partículas em sistemas de mistura completa e de fluxo pistonado.

## 2 OBJETIVOS

### 2.1 OBJETIVO GERAL

O objetivo geral deste trabalho consiste em verificar o efeito do gradiente de velocidade em uma unidade de agregação do tipo de mistura completa e uma unidade de agregação de fluxo pistonado.

### 2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Os objetivos específicos foram:

- Caracterizar, em termos de tempo de detenção e gradiente de velocidade, as unidades de agregação por mistura completa e fluxo pistonado;
- Avaliar a eficiência na velocidade de sedimentação dos agregados comparativamente nas unidades de mistura completa e fluxo pistonado;
- Verificar a eficiência de formação de flocos, em termos de velocidade de sedimentação e clarificação da água sobrenadante, para diferentes gradientes de velocidade e diferentes concentrações de sólido modelo de hidróxido férrico ( $\text{Fe}(\text{OH})_3$ ).

### 3 REVISÃO DE LITERATURA

A revisão bibliográfica apresenta a fundamentação teórica necessária para o melhor entendimento deste estudo. Será abordado como ocorrem os processos de coagulação e floculação e as principais variáveis intervenientes na agregação de partículas, tais como o gradiente de velocidade, o número de Reynolds, o tempo de detenção, o número de Camp e a perda de carga. Em seguida será explanado brevemente sobre os tipos de flocladores, com ênfase nos flocladores mecanizados e hidráulicos, bem como os tipos de mistura, geometria dos reatores e algumas vantagens e desvantagens da sua aplicação.

#### 3.1 TRATAMENTO DE ÁGUA

Para garantir que a água chegue ao usuário final com características físicas, químicas e biológicas adequadas ao consumo doméstico ou industrial, é necessário que seja tratada conforme o exigido na portaria nº 2.914 do Ministério da Saúde (BRASIL, 2011) que estabelece os padrões de potabilidade da água. Para que os padrões de potabilidade sejam alcançados, diferentes tipos de tratamentos podem ser aplicados nas estações de tratamento de água. De acordo com a natureza da água bruta, das suas características e qualidade final desejada, são escolhidos os processos unitários de tratamento, considerando, principalmente, a viabilidade de construção, operação e manutenção, tecnologias disponíveis e segurança do processo (RICHTER, 2009).

A Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT, 1992) através da NBR 12.216 regulamenta os projetos de estações de tratamento de água e define que as águas naturais são classificadas em quatro tipos (Quadro 1), e que cada uma delas deve receber um tratamento mínimo para posteriormente serem distribuídas na rede de abastecimento. O tratamento convencional é o mais difundido e compreende as operações unitárias: mistura rápida e coagulação, floculação, decantação ou flotação, filtração, desinfecção e fluoretação.

Quadro 1 – Classificação de águas naturais para abastecimento público (NBR 12.216)

Parâmetros	Classificação			
	A	B	C	D
<b>Descrição</b>	Águas subterrâneas ou superficiais, provenientes de bacias sanitariamente protegidas, atendendo aos parâmetros básicos de potabilidade.	Águas subterrâneas ou superficiais, provenientes de bacias não protegidas, que possam enquadrar-se nos padrões de potabilidade sem coagulação.	Águas superficiais provenientes de bacias não protegidas, e que exijam coagulação para enquadrar-se nos padrões de potabilidade.	Águas superficiais provenientes de bacias não protegidas, sujeitas a fontes, que exijam tratamento especial para enquadrar-se nos padrões de potabilidade.
<b>Tratamento recomendado</b>	Desinfecção e correção do pH.	Desinfecção e correção do pH. Decantação simples para águas contendo sólidos sedimentáveis. Filtração, precedida ou não de decantação, para águas de turbidez < 40 UNT e cor < 20 uC	Coagulação, seguida ou não de decantação, filtração em filtros rápidos, desinfecção e correção do pH.	Tratamento mínimo do tipo C e tratamento complementar apropriado a cada caso.
<b>DBO média (mg/L)</b>	< 1,5	1,5 – 2,5	2,5 – 4,0	> 4,0
<b>DBO máxima em qualquer amostra (mg/L)</b>	1 – 3	3 – 4	4 – 6	> 6
<b>Coliformes totais média mensal em qualquer mês (NMP/100 mL)</b>	50 – 100	100 – 5000	5000 - 20000	> 20000
<b>Coliformes totais máximo (NMP/100 mL)</b>	> 100 cm menos de 5% das amostras	> 5000 cm menos de 20% das amostras	> 20000 cm menos de 5% das amostras	-
<b>pH</b>	5 – 9	5 – 9	5 – 9	3,8 - 10,3
<b>Cloretos (mg/L)</b>	< 50	50 – 250	250 – 600	> 600
<b>Fluoretos (mg/L)</b>	< 1,5	1,5 – 3,0	> 3,0	-

Fonte: ABNT, 1992.

A coagulação ocorre na unidade de mistura rápida, geralmente com a adição de sais de alumínio ou ferro para a desestabilização das partículas em suspensão e formação de precipitados com coagulante. A água coagulada é direcionada ao floculador sob agitação lenta, a fim de que aconteça, com o decorrer do tempo, a agregação do material particulado até determinado tamanho que permita a remoção dos flocos por sedimentação ou flotação. A sedimentação ocorre nos decantadores, e a água clarificada passa para a etapa de filtração a fim de remover flocos remanescentes. Ao fim, é adicionado um composto a base de cloro, para a desinfecção da água, e flúor, para prevenir a cárie dentária (DI BERNARDO; SABOGAL PAZ, 2008). Além das estações de tratamento convencional, as estações de filtração direta e de flotação a ar dissolvido também são utilizadas no Brasil (RICHTER, 2009).

Dentre as operações citadas, a coagulação e a floculação serão detalhadas, por serem o foco deste trabalho.

### 3.2 COAGULAÇÃO E FLOCULAÇÃO

A coagulação é o processo físico-químico de formação de coloides e agregação das impurezas presentes na água, de modo a formar flocos primários. Para que a aproximação das partículas ocorra e estas agreguem-se e cresçam, são necessários dois fenômenos: um químico, que consiste na adição de coagulante para a desestabilização das partículas coloidais ou neutralização da matéria orgânica dissolvida; e um físico, que ocorre durante a mistura rápida e possibilita o transporte, contato e agregação das partículas hidrolisadas ou precipitadas.

Os coagulantes mais utilizados são sais de alumínio ou ferro por alterarem a força iônica do meio, formando flocos que podem ser removidos através da sedimentação, flotação e/ou filtração (DI BERNARDO; DANTAS; VOLTAN, 2011). A realização desse processo é necessária, pois a água bruta pode conter impurezas, tais como: partículas coloidais, micro-organismos e matéria orgânica dissolvida, que são de difícil remoção.

Em solução aquosa os íons metálicos de ferro e alumínio, utilizados como coagulantes, são carregados positivamente e formam fortes ligações com os átomos de oxigênio, liberando átomos de hidrogênio e reduzindo o pH da suspensão. Esse processo forma espécies hidrolisadas de ferro e alumínio, sendo capaz de resultar em precipitados do metal. Devido à concentração do coagulante e ao pH da solução é aplicada uma mistura rápida; nesta etapa as espécies hidrolisadas e precipitadas são adsorvidas pelas partículas coloidais de carga superficial negativa, causando sua desestabilização para posterior agregação (LIBÂNIO, 2010).



Em linhas gerais, o objetivo da coagulação e da floculação é aumentar a velocidade de sedimentação em decorrência da agregação de partículas formadas pela adição de coagulante. Segundo Di Bernardo, Dantas e Voltan (2011), pode-se considerar a coagulação como a consequência individual ou combinada de quatro mecanismos diferentes: compressão da dupla camada elétrica; adsorção e neutralização de cargas; varredura; adsorção e formação de pontes.

Na mistura rápida formam-se os flocos primários, que terão influência sobre a cinética dos processos subsequentes de floculação e sedimentação ou flotação. Após a mistura rápida, a etapa de agitação lenta proporciona a formação de flocos maiores (ARBOLEDA VALENCIA, 1973; BRATBY, 1980; METCALF; EDDY, 2003).

A operação unitária que promove a formação de flocos é chamada de floculação, e tem como objetivo reduzir a quantidade de partículas em suspensão e coloidais, que são substâncias que produzem cor e turbidez na massa líquida. Essa operação fornece condições de agitação, tempo de floculação e gradiente de velocidade que possibilitam o choque e aglutinação das partículas desestabilizadas na coagulação (LIBÂNIO, 2010). A agitação promovida na floculação é denominada mistura lenta e ocorre de forma gradual, com gradientes de velocidade decrescentes visando à redução do número de partículas disseminadas na fase líquida, e não ruptura dos flocos devido ao cisalhamento, à medida que vão aumentando de massa.

A floculação convencional é realizada em tanques de agitação mecânica ou em unidades que utilizam a energia do fluxo hidráulico para prover a dispersão e o contato dos agentes de desestabilização. Nas unidades que utilizam o fluxo hidráulico para dissipação de energia, em muitos casos, ocorre a substituição das etapas de mistura lenta e mistura rápida do processo convencional dos floculadores nas estações de tratamento, que geram um custo oneroso às estações de tratamento devido a manutenção e consumo energético demandado para prover a agitação (CARISSIMI, 2003).

Di Bernardo et al. (2000) observaram a oportunidade de acréscimo de desempenho em floculadores mediante sua compartimentação, para que haja o decréscimo do gradiente de velocidade, de montante a jusante do reator. Este fato se dá, pois no início da floculação as partículas apresentam-se afastadas, requerendo maior agitação para proporcionar os choques entre elas. Mas conforme os flocos vão se formando, é preciso diminuir o gradiente de velocidade a fim de evitar a ruptura dos agregados (DI BERNARDO et al., 2000). Esse estudo realizado por Di Bernardo et al. (2000) revela a possibilidade de redução no tempo de floculação decorrente do escalonamento do gradiente de velocidade. Esta redução de tempo se deve a melhor eficiência de floculação atingida quando existe redução do gradiente de velocidade ao longo das câmaras de floculação. Salienta-se ainda, que a compartimentação dos floculadores

deve assegurar que o produto entre o gradiente de velocidade e o tempo teórico de detenção em cada compartimento seja o mesmo. Este produto é denominado como número de Camp (Ca) (DI BERNARDO et al., 2000).

### 3.3 POLÍMEROS FLOCULANTES

Os floculantes poliméricos utilizados na separação sólido/líquido, são mais efetivos que os eletrólitos coagulantes pois formam flocos mais resistentes, que podem ser removidos mais facilmente nos processos de filtração, sedimentação e flotação (METCALF; EDDY, 2003; SINCERO; SINCERO, 2003; SCHNEIDER, 1991). Tanto aniônicos, quanto não-iônicos contribuem na agregação dos flocos primários, formados durante a coagulação, e formam flocos maiores e mais densos (LEE et al., 2012). Devido a maior eficiência dos floculantes pode-se reduzir a utilização de coagulantes e aumentar a capacidade de processamento de uma estação de tratamento (RADOIU et al., 2004).

Os polímeros floculantes empregados para a desestabilização coloidal podem ser de origem natural (poliacrilamidas, amidos, proteínas, taninos, biopolímeros, gomas guar e derivados de produtos naturais) ou sintéticos (METCALF; EDDY, 2003; SCHWOYER, 1981; BRATBY, 1980). Os polímeros floculantes podem ser catiônicos (radical –  $\text{NH}_3^+$ ), aniônicos (radical –  $\text{COOH}^-$ ), não-iônicos (como o polióxido de etileno), ou anfotéricos (apresentam cargas negativas e positivas na mesma cadeia). Quanto ao peso molecular, os floculantes podem apresentar baixo (10.000 u até 100.000 u) e alto (superior a 100.000 u) peso molecular, atingindo um comprimento molecular de até 1000 Å, podendo ser classificados como floculantes de muito alto peso molecular (SCHWOYER, 1981).

O processo de agregação das partículas por cadeias poliméricas é denominado floculação. O polímero é difundido no meio aquoso sob condições turbulentas, e adsorve na interface sólido/líquido (pontes de hidrogênio, forças hidrofóbicas e atração eletrostática) pelos mecanismos de atração eletrostática, pontes poliméricas ou pelo aprisionamento das partículas em redes poliméricas. A molécula adsorve na superfície da partícula em um ou mais sítios ativos, deixando livre, estendida na solução, o restante da cadeia. Em seguida, ocorre a conformação do polímero formando laços, caudas e trens. A conformação dos polímeros adsorvidos depende do tamanho da cadeia (peso molecular), flexibilidade da cadeia, densidade de carga (% de hidrólise), energia de interação entre o polímero e o coloide, natureza química e física dos sítios superficiais das partículas e competição entre o polímero e outras moléculas presentes na solução. Após essa conformação, ocorre a adsorção dos laços e caudas e formação

de cadeias poliméricas, sendo que a resistência dos flocos depende do número de pontes formadas, e, portanto, do número de laços e caudas disponíveis. Um fator de crucial importância é a disponibilidade de sítios nas partículas para acomodar os laços das partículas vizinhas. E por fim, acontece o crescimento dos flocos sob agitação lenta (CARISSIMI, 2003).

### 3.4 PRINCIPAIS PARÂMETROS E VARIÁVEIS DA FLOCULAÇÃO

As variáveis físicas relacionadas ao tempo de detenção e gradiente de velocidade são os principais fatores influentes da floculação, além da geometria das câmaras e paletas no caso de unidades mecanizadas. Estes parâmetros serão determinantes na densidade, tamanho e resistência ao cisalhamento dos flocos formados, reduzindo turbidez e cor aparente da água (LIBÂNIO, 2010).

#### 3.4.1 Gradiente de velocidade (G)

O gradiente de velocidade é a diferença de velocidade com que se movem duas camadas de fluido na seção transversal ao escoamento (RICHTER, 2009; LIBÂNIO, 2010). Sendo que um G alto corresponde a uma mistura intensa, e um G baixo evidencia uma mistura lenta (BINNIE; KIMBER; SMETHURST, 2002).

Von Smoluchowski (1916 apud RICHTER, 2009) cita que a taxa ou velocidade de agregação das partículas depende principalmente de três fatores:

- Do gradiente de velocidade, pois quando este aumenta a floculação ocorre mais rapidamente. Entretanto deve-se aplicar gradientes decrescentes a medida que os flocos crescem para que não haja ruptura devido ao cisalhamento hidrodinâmico;
- Do quadrado da concentração de partículas, em virtude da baixa turbidez há necessidade de adicionar na massa líquida auxiliares de coagulação para facilitar a floculação;
- Do cubo do raio de colisão, ou seja, do volume das partículas, a presença de flocos pré-existent acelera o processo de floculação.

Richter (2009) explica que duas partículas, com diâmetros diferentes, ao se deslocarem com distintas velocidades, acabam por se chocar mais facilmente a gradientes de velocidade mais elevados.

A Equação 1 deduzida por Camp e Stein (1943), a partir do conceito de viscosidade, para o cálculo do G, em  $s^{-1}$  para misturadores mecanizados é dada por:

$$G = \sqrt{\frac{\varepsilon}{\mu \cdot V}}, \quad (1)$$

sendo  $\varepsilon$  a taxa de energia dissipada por unidade de massa do fluido ( $kg \ s^{-1}$ );  $\mu$  a viscosidade da massa líquida ( $N \ s \ m^{-2}$ ) e V o volume da câmara de mistura ( $m^3$ ). O cálculo da taxa de energia dissipada por unidade de massa do fluido, nas diferentes velocidades de rotação do agitador mecânico, é dada pela Equação 2 (METCALF; EDDY, 2003):

$$\varepsilon = \frac{Np \cdot \rho \cdot n \cdot D^3}{g}, \quad (2)$$

sendo Np o número de potência do rotor hélice (adimensional),  $\rho$  a densidade da massa líquida ( $kg \cdot m^{-3}$ ), n o número de revoluções por segundo ( $r \ s^{-1}$ ), D o diâmetro do rotor (m) e g a aceleração gravitacional ( $m \ s^{-2}$ ).

Para unidades hidráulicas é utilizada a Equação 3 para calcular o G.

$$G = \sqrt{\frac{\gamma \cdot Q \cdot hf}{\mu \cdot V}}, \quad (3)$$

sendo Q a vazão de alimentação ( $m^3 \ s^{-1}$ );  $\gamma$  o peso específico da massa líquida ( $N \cdot m^{-3}$ ) e hf a perda de carga (m). A perda de carga pode ser obtida a partir da medida manométrica diferencial, no caso específico de tubulações curvas ou helicoidais.

O G recomendado para mistura rápida deve estar entre a faixa de  $300 \ s^{-1}$  a  $1.000 \ s^{-1}$ , enquanto para a floculação entre  $75 \ s^{-1}$  e  $20 \ s^{-1}$  (RICHTER, 2009). Usualmente, os reatores de mistura completa precisam um tempo de agitação maior do que os reatores de fluxo pistonado, uma vez que nos reatores de fluxo pistonado o maior G aplicado compensa o menor tempo de residência (BRATBY, 1980).

Conforme Elmaleh e Jabbouri (1991), os gradientes de velocidades recomendados para floculadores industriais, projetados a partir dos dados coletados em testes de jarros, são de 10 e  $100 \ s^{-1}$ , com um tempo de detenção de 15 até 30 minutos, de acordo com as características de cada líquido a ser tratado. Nos sistemas tubulares helicoidais o gradiente de velocidade pode atingir até  $5000 \ s^{-1}$ , em tempos de residência inferiores a 5 minutos (GREGORY, 1987).

No caso de floculadores compartimentados, com a diminuição do gradiente de velocidade de um compartimento para outro, deve-se aumentar o tempo teórico de detenção, que é a razão entre a vazão afluyente e o volume do reator, no compartimento com menor

gradiente de velocidade para que haja a mesma chance de choques entre as partículas, uma vez que a oportunidade de choques é medida pelo número de Camp e este deve ser constante (SARTORI, 2006).

Na NBR 12.216 (ABNT, 1992) consta que na ausência de ensaios, os gradientes de velocidade recomendados são de  $70 \text{ s}^{-1}$  a  $10 \text{ s}^{-1}$ , sendo que o primeiro compartimento proporcione o gradiente máximo, diminuindo até que o último compartimento atinja o menor gradiente.

### 3.4.2 Número de Reynolds (Re)

O número de Reynolds é um número adimensional que indica o regime de escoamento do fluido. A importância do Re em sistemas tubulares de floculação é que possibilita avaliar o escoamento, os efeitos da curvatura e da torção dentro de uma determinada unidade (YAMAMOTO, 2002). O Re é dado por (Equação 4):

$$\text{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu}, \quad (4)$$

em que  $v$  é a velocidade média do fluido ( $\text{m s}^{-1}$ );  $D$  o diâmetro interno do reator (m);  $\mu$  a viscosidade do fluido ( $\text{N s m}^{-2}$ ) e  $\rho$  é densidade do fluido ( $\text{kg m}^{-3}$ ).

Para agitadores mecânicos o Re é determinado pela Equação 5 (METCALF; EDDY, 2003):

$$\text{Re} = \frac{D^2 \cdot n \cdot \rho}{\mu}, \quad (5)$$

em que  $D$  é o diâmetro do rotor (m) e  $n$  é o número de revoluções por segundo ( $\text{r} \cdot \text{s}^{-1}$ ).

O Re é utilizado para determinar se o regime é laminar, de transição ou turbulento, inicialmente aplicado para tubo retos. Entretanto em tudo helicoidais o fluido sofre influência da curvatura e da torção dentro da unidade. Por esse motivo Webster e Humphrey (1997) estabeleceram três regimes fundamentais de fluxo para tubos helicoidais. A Tabela 1 mostra os regimes de fluxo para um tubo linear e para um tubo helicoidal.

Tabela 1 - Classificação dos regimes de fluxo para tubos retos e helicoidais pelo número de Reynolds.

<b>Regime</b>	<b>Re em tubos retos</b>	<b>Re em tubos helicoidais</b>
Laminar	< 2.100	< 2.300
Transição	2.100 – 4.000	2.300 – 8.000
Turbulento	> 4.000	> 8.000

Fonte: (WEBSTERE; HUMPHREY, 1997).

### 3.4.3 Tempo Teórico de Detenção (t)

O tempo teórico de detenção, ou tempo de flocculação, de um reator é o tempo que as partículas presentes na massa líquida residiriam no seu interior, considerando um regime de escoamento do tipo pistão (detalhado no item 3.5.1), isto é, que todas as partículas do fluido entram no reator possuindo a mesma velocidade e seguindo caminhos paralelos, da entrada até a sua saída (OLIVEIRA, 2008). O valor do tempo é dado pela razão entre o volume útil do reator (V) e a vazão (Q) afluyente ao mesmo, como mostrado na Equação 6 (LIBÂNIO, 2010);

$$t = \frac{V}{Q} \quad (6)$$

A NBR 12.216 (ABNT, 1992) recomenda que na ausência de ensaios, o tempo de detenção seja entre 20 e 30 minutos para flocculadores hidráulicos tradicionais. O tempo teórico de detenção representa um parâmetro importante, pois pode ser aplicado para a avaliação do grau de desvio entre o regime de escoamento ideal (pistão ou mistura completa) e aquele observado na prática (SILVA, 2007).

O tempo de detenção teórico corresponde à razão entre o volume útil da unidade de flocculação e a vazão afluyente à mesma. Entretanto, experimentalmente o valor teórico é verificado somente em unidades de flocculação hidráulica dotadas de maior número de câmaras (preferencialmente superior a oito). Para as unidades mecanizadas, cujo número de câmaras raramente é superior a quatro, há significativo efeito de curto-circuito (LIBÂNIO, 2010). Nestes casos, parcela da vazão afluyente permanece na unidade por tempo inferior ao teórico e esta redução é tão mais significativa quanto menor o número de câmaras, como nas utilizadas nos testes de jarros, onde são realizados os ensaios de tratabilidade e definição das dosagens dos produtos químicos utilizados na coagulação (CESTARI et al., 2012).

### 3.4.4 Número de Camp (Ca)

O tempo teórico de detenção e o gradiente médio de velocidade constituem os parâmetros essenciais ao processo de floculação, sendo que o produto destes parâmetros é denominado número de Camp, um valor adimensional, que indica a possibilidade de choques existente no sistema (Equação 7)

$$Ca = G \cdot t. \quad (7)$$

O valor de Ca deve permanecer constante durante o processo de agregação de partículas. Isso significa que quando o G for decrescente para que não ocorra a ruptura dos flocos, o t deve aumentar (VIANNA, 2002). Dessa maneira, conferem-se às câmaras ou ao longo do floculador, iguais oportunidades de choques às partículas em agregação. Entretanto, este valor de Ca é pouco aplicado na prática, sendo apenas analisado em ordem de grandeza, que segundo Fair e Geyer (1954 apud MCCONNACHIE; LIU, 2000) deve variar entre 10.000 e 100.000.

### 3.4.5 Perda de carga ( $h_f$ )

O escoamento de um fluido em um conduto acarreta a dissipação de energia ocasionada por forças resistentes que se manifestam em oposição ao movimento, como a viscosidade do próprio fluido e o atrito dele com as paredes do conduto. Esta energia dissipada é denominada perda de carga (SILVA, 2007).

Nos floculadores hidráulicos, que promovem a floculação através da mudança de direção do escoamento, uma maior parte da perda de carga refere-se ao atrito entre o fluido e a parede do floculador, enquanto a perda de carga nas mudanças de direção do escoamento é praticamente desprezível (ARBOLEDA VALENCIA, 1973). Já nos floculadores tubulares helicoidais, a parcela predominante da perda de carga é oriunda da energia dissipada pelas mudanças de direção do escoamento (PELLISSARI, 2006).

A perda de carga,  $h_f$ , pode ser medida com a utilização de manômetros para medir a pressão diferencial, ou calculada teoricamente pela aplicação da equação de Darcy-Weisbach (Equação 8).

$$h_f = f \frac{L \cdot v^2}{D \cdot 2g} \quad (8)$$

em que  $f$  é o fator de atrito (adimensional);  $L$  o comprimento do tubo (m);  $v$  o velocidade média de escoamento do fluido ( $\text{m s}^{-1}$ );  $D$  o diâmetro interno do tubo (m) e  $g$  a aceleração da gravidade ( $\text{m s}^{-2}$ ). A equação de Hagen-Poiseuille (Equação 9) também pode ser utilizada para o cálculo da perda de carga, porém apenas aplica-se para escoamentos laminares em condutos circulares funcionando a seção plena (SILVA, 2007).

$$h_f = \frac{32 \cdot \mu \cdot v \cdot L}{\rho \cdot g \cdot D^2} \quad (9)$$

A perda de carga é uma variável de grande influência na floculação, pois afeta o desempenho hidráulico do floculador, interferindo na determinação do valor do gradiente médio de velocidade (PELLISSARI, 2006).

### 3.4.6 Velocidade de sedimentação

A sedimentação é a separação sólido-líquido usualmente empregada em sistemas de tratamento de águas e efluentes (METCALF; EDDY, 2003), podendo ser aplicada em processos de clarificação e de espessamento. No processo de clarificação, a sedimentação tem o objetivo de remover do fluido as partículas sólidas, e no processo de espessamento buscar o deságue dos sólidos. Para que ocorra uma separação eficiente através da separação gravitacional por sedimentação, são desejados flocos maiores e densos. Considerando a concentração de sólidos na suspensão e as propriedades das partículas, é comum classificar os regimes de sedimentação em três tipos. Sedimentação discreta, na qual as partículas sedimentam mantendo as mesmas características físicas da suspensão; sedimentação floculenta, na qual as partículas se agregam à medida que sedimentam, apresentando uma velocidade de queda variável ao longo da trajetória vertical; e sedimentação zonal, quando as partículas sedimentam como uma massa única, principalmente quando ocorre uma elevada concentração de sólidos (acima de  $1000 \text{ mg L}^{-1}$ ), podendo ser observada uma nítida interface de separação entre a fase sólida e a líquida.

A estimativa da velocidade de deslocamento das partículas pode ser realizada através da equação de Stokes ou experimentalmente, através de testes de laboratório. A equação de Stokes somente é aplicada considerando as partículas sólidas incompressíveis, esféricas, não porosas e não interagindo entre si. Stokes definiu a velocidade terminal de sedimentação  $v_t$  em regime laminar através da Equação 10:

$$v_t = \frac{g \cdot D_p^2 (\rho_s - \rho_f)}{18 \cdot \mu}, \quad (10)$$



em que  $g$  é a aceleração gravitacional,  $D_p$  é o diâmetro da partícula,  $\rho_s$  é a densidade absoluta do sólido,  $\rho_f$  é a densidade específica do fluido ( $1000 \text{ kg m}^{-3}$ ) e  $\mu$  é a viscosidade do fluido.

### 3.5 REATORES

Os reatores são unidades onde os processos unitários são realizados e variam conforme suas características hidráulicas e desempenho. Serão apresentados neste item os tipos de reatores mais empregados no tratamento de águas e a influência das condições hidrodinâmicas no processo de agregação de partículas.

#### 3.5.1 Tipos de Reatores

Os reatores do tipo mistura completa e fluxo pistão são os mais comumente empregados no tratamento de águas, todavia, segundo Metcalf e Eddy (2003) pode-se citar os de mistura completa em série, batelada, leito fixo e leito fluidizado, detalhados a seguir:

- Fluxo pistão: ocorre quando as lâminas líquidas de espessura “ $dl$ ” movem-se paralelamente ao sentido do fluxo, com uma pequena ou sem dispersão longitudinal. O fluxo se processa como um êmbolo, as partículas permanecem no reator por um período igual ao tempo de detenção hidráulica (VON SPERLING, 2006);
- Mistura completa: as partículas que entram no reator são imediatamente dispersas em todo o corpo do reator, sendo que o fluxo de entrada e saída é contínuo;
- Mistura completa em série: é empregada para modelar o regime de fluxo existente entre o modelo de fluxo ideal correspondente aos reatores de mistura completa e fluxo pistão. Um exemplo típico deste tipo de reator é o sistema de tratamento de lagoas (METCALF; EDDY, 2003);
- Batelada: no reator de batelada o fluxo entra, é tratado, e posteriormente descartado, não havendo entrada e saída simultânea do fluxo;
- Leito fixo: o reator é preenchido com algum tipo de material de enchimento (pedra, cerâmica, plástico, carvão ativado) e pode ser operado em regime ascendente ou descendente;

- Leito fluidizado: este reator é similar ao reator de leito fixo em muitos aspectos, mas o material de enchimento é expandido pelo movimento ascensional do fluido através do leito.

### 3.5.2 Modelo de dispersão

O escoamento de mistura completa e o escoamento pistonado são modelos ideais de escoamento. Os escoamentos que diferem seu comportamento destes dois modelos idealizados de fluxo são denominados de escoamentos não ideais, e são observados em sistemas reais. Os modelos de dispersão são úteis para diagnosticar o escoamento em sistemas reais e para fazer o escalonamento (LEVENSPIEL, 1999).

O emprego de traçadores tem sido o principal método adotado para obtenção de informações acerca dos processos hidráulicos que atuam no interior de reatores, permitindo a medição das curvas de distribuição do tempo de detenção hidráulica do fluido em seu interior (KADLEC; WALLACE, 2008). Com a utilização dos traçadores é possível a obtenção de modelos matemáticos que representem o escoamento de reatores reais, além de dar suporte para a modelagem e cálculo da remoção de contaminantes, possibilitando a previsão da concentração efluente para os diversos tipos de poluentes (SASSAKI, 2005).

De acordo com Metcalf e Eddy (2003), corantes e produtos químicos são os traçadores mais empregados, tais como: fluoresceína,  $H_2SiF_6$ ,  $SF_6$ ,  $LiCl$ ,  $NaCl$ ,  $KMnO_4$ , rodamina e rosa brilhante B (forma ácida da rodamina). Dentre estes, o  $NaCl$  apresenta vantagens como facilidade de aquisição e baixo custo. Os resultados dos testes com traçadores possibilitam a uma melhor caracterização do modelo de escoamento vigente em um sistema. Com estes resultados é possível determinar a distribuição dos tempos de detenção hidráulica em uma unidade, sua eficiência volumétrica, dispersão e avaliação de desempenho hidráulico (COTA, 2011).

### 3.5.3 Comportamento hidrodinâmico

A respeito da cinética da floculação, esta pode ocorrer em virtude de três mecanismos que contribuem para a agregação das partículas. Tais mecanismos são classificados em: movimento Browniano ou floculação pericinética, floculação ortocinética e sedimentação diferencial.

A floculação pericinética, também chamada de microfloculação, acontece devido à agitação térmica (movimento Browniano) e ação da gravidade, que causam o movimento aleatório das partículas que se agregam formando flocos de dimensões inferiores a 1 $\mu$ m. Esse fenômeno inicia após a desestabilização das partículas e dura poucos segundos, uma vez que existe um tamanho de floco limitante para além do qual o movimento Browniano tem pouco ou nenhum efeito (BRATBY, 1980; LIBÂNIO, 2010).

O segundo mecanismo da floculação, a floculação ortocinética ou macrofloculação, ocorre a partir de gradientes de velocidade induzida no líquido, ou seja, energia externa aplicada na massa líquida para a formação de flocos com maior peso, capazes de serem removidos por sedimentação ou flotação (LIBÂNIO, 2010). Os gradientes de velocidade podem ser provocados pela regulação do líquido em movimento pelos floculadores mecânicos ou hidráulicos, estabelecendo velocidades relativas entre partículas que propiciem o contato (BRATBY, 1980).

Conforme Thomas et al. (1999), para um mesmo valor do gradiente de velocidade, a floculação ortocinética é o mecanismo predominante, quando as partículas apresentam uniformidade de tamanho. Enquanto a sedimentação diferencial ocorre quando existem flocos de variados tamanhos e densidades e estes tendem a sedimentar com distintas velocidades (RICHTER, 2009). O movimento descendente de sedimentação faz com que ocorram choques e, conseqüentemente, a formação de flocos mais pesados, assemelhando-se ao processo de filtração (LIBÂNIO, 2010). Além do gradiente de velocidade, o número de Camp e o número de Reynolds são parâmetros importantes na macrofloculação.

No decorrer da floculação, a agitação conferida ao meio líquido produz dois efeitos simultaneamente: a agregação e a ruptura. Em virtude das características da água, dosagem e pH de coagulação, gradiente de velocidade e do tempo de floculação, verifica-se o crescimento dos flocos até um tamanho limite para o qual igualam-se as tensões de cisalhamento e as forças que mantêm as partículas desestabilizadas aderidas ao floco. Devido ao acréscimo das dimensões e da densidade, a área superficial dos flocos aumenta e favorece as forças hidrodinâmicas que tendem a deslocar essas partículas (LIBÂNIO, 2010).

Alguns autores apontam que o mecanismo de ruptura é o diferencial de pressões presentes nos lados opostos dos flocos, que causa sua deformação (TAMBO; FRANÇOIS, 1991 apud LIBÂNIO, 2010; VANELI, 2016; VIGNESWARAN; SETIADI, 1986). Parker et al. (1972 apud LIBÂNIO, 2010) preconizam que a ruptura dos flocos ocorre por forças de cisalhamento, que tendem a crescer com o tamanho dos flocos.

### 3.6 FLOCULADORES

A floculação é o processo mais aplicado para a remoção de partículas que adicionam cor e turbidez na água. Os reatores onde ocorre a floculação podem ser divididos em três grandes grupos: os floculadores mecanizados, os floculadores hidráulicos e os floculadores pneumáticos, que empregam ar para promover a agitação (RICHTER, 2009; LIBÂNIO, 2010), mas não serão detalhados neste trabalho.

Nas unidades mecanizadas, a agitação da água é realizada por equipamento mecânico, geralmente são utilizados agitadores dotados de paletas, turbinas ou hélices. Nas unidades hidráulicas, o fluido escoar por caminhos com mudanças de direção para causar sua agitação.

#### 3.6.1 Floculadores mecanizados

Os floculadores mecanizados são constituídos de uma ou mais câmaras de mistura equipadas com um agitador mecânico capaz de transferir ao fluido a energia requerida para que as partículas se choquem, no qual a suspensão permanece por um tempo teórico de detenção (LIBÂNIO, 2010). O escalonamento do gradiente de velocidades é realizado pela variação das condições de agitação de uma câmara para outra alterando a intensidade da rotação ou variando a geometria das pás dos agitadores mecânicos (SARTORI, 2006).

As unidades de floculação mecanizadas diferenciam-se pelo eixo, vertical ou horizontal, por meio do qual as paletas, turbinas ou hélices estão conectadas aos conjuntos de motor-redutor (LIBÂNIO, 2010).

Como principal vantagem dos floculadores mecanizados está a facilidade de variação das condições de agitação, podendo suportar elevadas variações de qualidade da água bruta. Outras vantagens são apresentadas por Libânio (2010):

- Baixa perda de carga devido o menor número de câmaras;
- Facilidade de instalação em estações já existentes, principalmente as unidades de eixo vertical cujos conjuntos motor-redutor são mais fáceis de serem instalados nas passarelas sobre as câmaras de floculação;
- Facilidade de adaptação na perspectiva de automação do processo de tratamento.

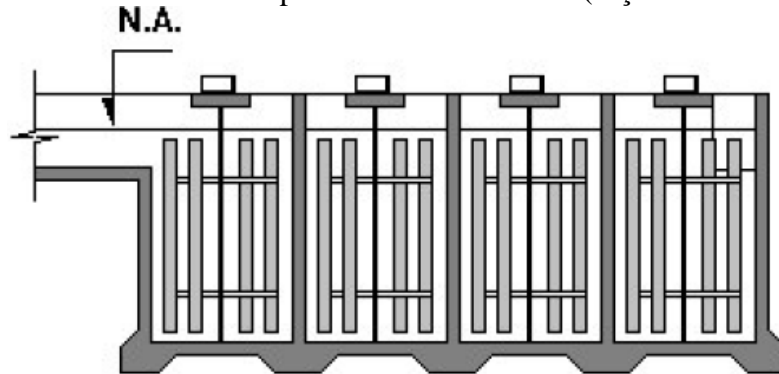
As principais desvantagens dos floculadores mecanizados são o alto consumo energético, já que os agitadores são movidos à energia elétrica, e a existência de curtos-circuitos e zonas mortas (RICHTER, 2009).

Segundo Vianna (2002), os flocladores de paletas podem ser de três tipos: flocladores de paletas de eixo vertical, flocladores de paletas de eixo horizontal e flocladores de paleta única: de eixo vertical.

### 3.6.1.1 Floclador de paletas de eixo vertical

Em um floclador de paletas de eixo vertical a água coagulada é introduzida numa série de câmaras, conforme mostrado na Figura 1. Na primeira câmara o grau de agitação e, portanto, o gradiente de velocidade é mais intenso que na segunda, e assim sucessivamente (VIANNA, 2002).

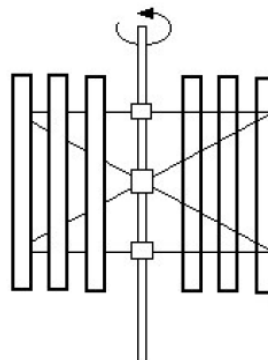
Figura 1 - Floclador mecanizado de paletas de eixo vertical (seção transversal).



Fonte: Vianna (2002).

O gradiente de velocidade depende da rotação do eixo e das características da paleta: altura, espessura e espaçamento, entre outras (Figura 2).

Figura 2 - Agitador mecanizado do tipo de paletas de eixo vertical

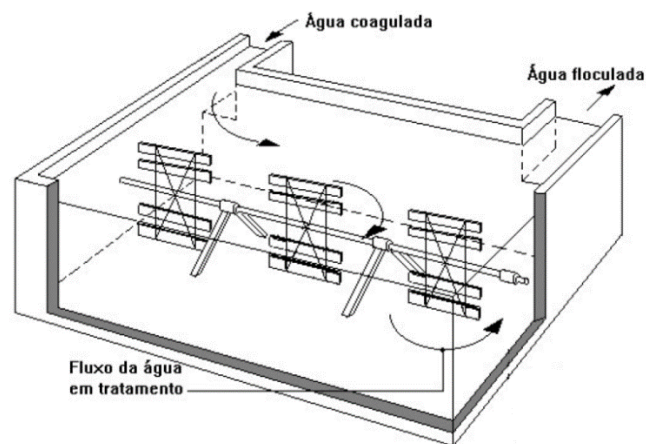


Fonte: Vianna (2002).

### 3.6.1.2 Floculador de paletas de eixo horizontal

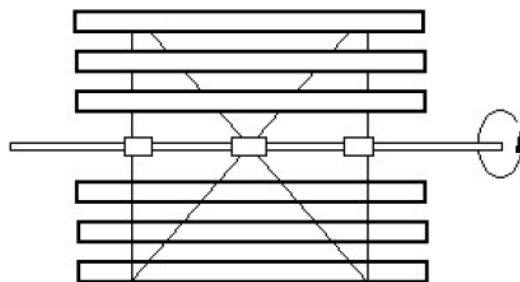
No floculador de paletas de eixo horizontal (Figura 3) a água coagulada é introduzida numa série de câmaras, onde o gradiente de velocidade é decrescente de uma câmara para outra. O gradiente de velocidade depende da velocidade de rotação do eixo e das características da paleta como altura, espessura e espaçamento (Figura 4) (VIANNA, 2002).

Figura 3 - Perspectiva de um floculador mecanizado, do tipo de paletas, de eixo horizontal (perspectiva).



Fonte: Vianna (2002).

Figura 4 - Agitador mecanizado do tipo de paletas de eixo horizontal.



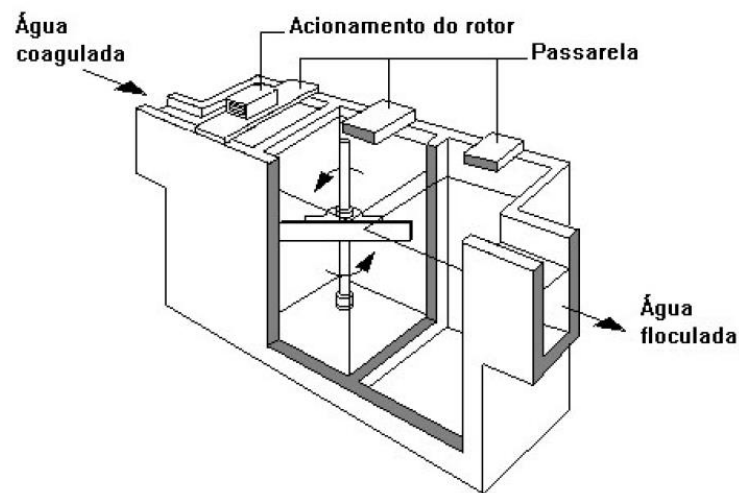
Fonte: Vianna (2002).

### 3.6.1.3 Floculador de paleta única de eixo vertical

Segundo Vianna (2002), estações de tratamento de água brasileiras que utilizam floculador de paleta única, de eixo vertical são raras. Nele a água coagulada é introduzida numa série de câmaras (Figura 5), sendo que na primeira delas o gradiente de velocidade é mais

intenso que na segunda, e assim sucessivamente. O gradiente de velocidade destes flocculadores depende da rotação do eixo e das características da paleta: altura e espessura, entre outras. Os eixos são movimentados por conjuntos motor-reductor, instalados sobre as passarelas do flocculador.

Figura 5 - Perspectiva de um flocculador mecanizado, do tipo de paleta única, de eixo horizontal (perspectiva).



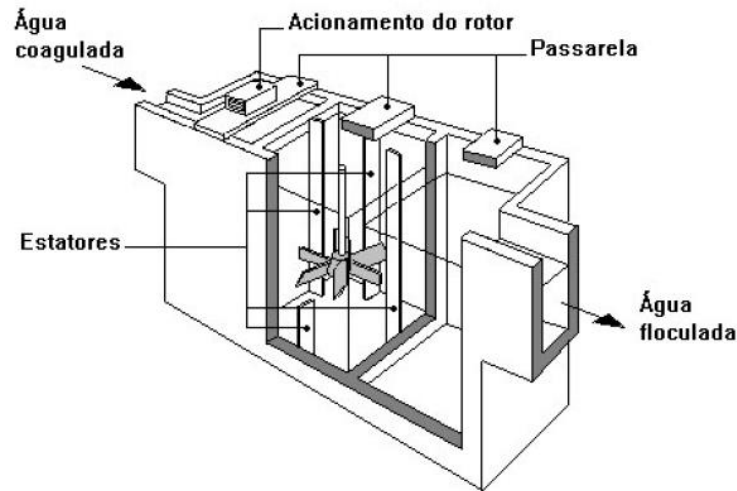
Fonte: Vianna (2002).

#### 3.6.1.4 Agitadores do tipo de fluxo axial: turbinas e hélices

Os agitadores de fluxo axial vêm sendo cada vez mais utilizados no Brasil, por serem equipamentos que permitem uma fácil regulagem do grau de agitação, e que dispensam a utilização do mancal no fundo do tanque, necessário no caso dos flocculadores mecanizados do tipo de paletas de eixo vertical (VIANNA, 2002).

Conforme Vianna (2002), a água coagulada é introduzida numa série de câmaras (Figura 6), com gradiente decrescente de uma câmara para outra, sendo que gradiente de velocidade depende da rotação do eixo e das características da hélice ou turbina como o tipo e diâmetro.

Figura 6 - Floculador mecanizado do tipo de turbina (perspectiva).



Fonte: Vianna (2002).

Os eixos são movimentados por conjuntos motor-redutores, ou, mais modernamente, por motores cujas alimentações de corrente elétrica dispõem de variadores de frequência. Os variadores de frequência permitem que se varie continuamente a rotação do eixo das hélices e turbinas. Os conjuntos motor-redutores, ou se for o caso, apenas os motores elétricos, são instalados sobre as passarelas do floculador (VIANNA, 2002).

### 3.6.2 Floculadores hidráulicos

Os floculadores hidráulicos utilizam a energia hidráulica dissipada no fluxo do fluido através do reator, não utilizando agitadores mecanizados. Assim, a agitação requerida à floculação é obtida fazendo com que a corrente líquida percorra caminhos, através de canais ou tubulações, com sucessivas mudanças de direção (RICHTER, 2009). Tal mudança de direção transfere a energia hidráulica da própria corrente para a massa líquida.

Floculadores hidráulicos são largamente utilizados, principalmente em pequenas e médias estações de tratamento, subdividindo-se em: fluxo horizontal, fluxo vertical e fluxo helicoidal. O escalonamento do gradiente de velocidade nestes floculadores é realizado pelo decréscimo da velocidade média do escoamento por meio de um aumento nas dimensões das seções transversais dos caminhos percorridos pela massa líquida (SARTORI, 2006).

Segundo Libânio (2010) as principais vantagens dos floculadores hidráulicos são o custo de implantação inferior ao das unidades mecanizadas, bem como baixo custo de operação e manutenção, facilidade de construção, e um menor gasto energético para a agitação. Contudo,



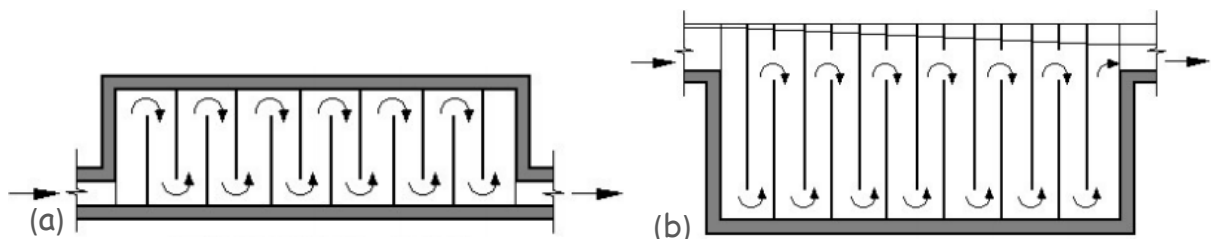
apresentam como desvantagens a pouca flexibilidade para alteração dos gradientes de velocidade e tempo de floculação, alta perda de carga, e difícil limpeza (RICHTER, 2009).

Diversos tipos de flocoadores são destacados pela literatura, sendo os principais: os chicanados, cox e Alabama, e dentre os não tão tradicionais, encontram-se os helicoidais, de bandejas perfuradas, de meio granular e o tubular helicoidal. Dentre os flocoadores hidráulicos mais utilizados estão os chicanados, subdivididos de acordo com o escoamento promovido, que pode ser vertical ou horizontal (RICHTER, 2009).

### 3.6.2.1 Flocoador de chicanas

Chicanas são obstáculos inseridos no interior de um tanque para aumentar o caminho percorrido pela água e proporcionar mudanças de direção no fluxo do fluido (Figura 7) (PELLISSARI, 2006). Nos flocoadores de chicanas de fluxo horizontal a água percorre o reator horizontalmente em movimentos de vai e vem. No fluxo vertical o fluido movimenta-se verticalmente de forma ascendente e descendente, contornando as chicanas (RICHTER, 2009).

Figura 7 - Representação de um flocoador chicanado: (a) fluxo horizontal (planta); (b) fluxo vertical (seção transversal).

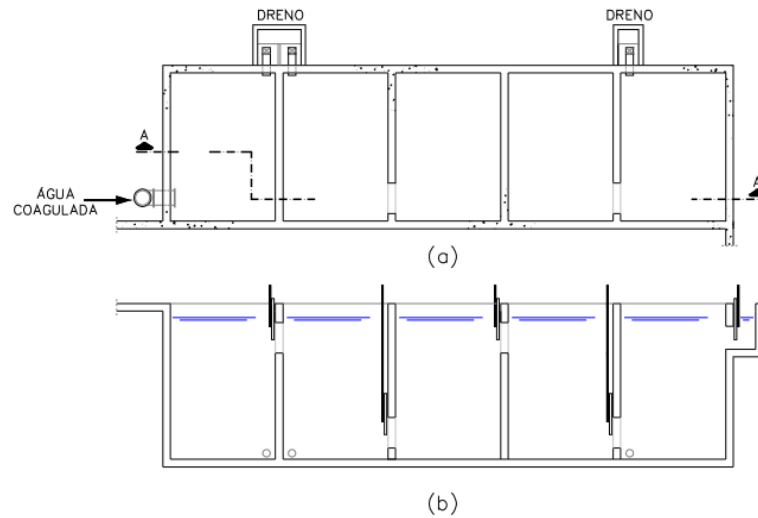


Fonte: Vianna (2002).

### 3.6.2.2 Flocoador tipo Cox

A passagem do fluido entre as câmaras nesses flocoadores é realizada através de orifícios submersos com a ação de jatos. Segundo Vianna (2002) esse flocoador possui um pequeno número de câmaras, geralmente em torno de oito, e as interligações entre as câmaras alternam-se em posições superiores e inferiores (Figura 8). Há uma alternância no posicionamento altimétrico das câmaras, mas todas elas são construídas alinhadas em planta. A principal vantagem desse tipo de reator é o reduzido número de compartimentos e a desvantagem desse fato, é a desuniformidade do grau de agitação fornecido à massa líquida (VIANNA, 2002).

Figura 8 - Floculador hidráulico Cox: (a) planta baixa; (b) seção longitudinal.

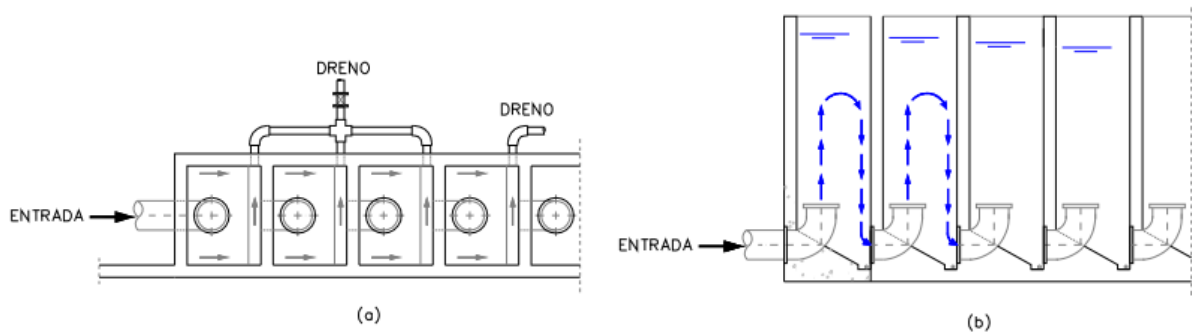


Fonte: Souza (2005).

### 3.6.2.3 Floculador tipo Alabama

Nos floculadores Alabama, todos os orifícios de passagem de fluido de um compartimento para outro estão localizados na parte inferior do reator (Figura 9). Conforme Vianna (2002), ao entrar num compartimento através da passagem que o interliga com o de montante, o fluido é defletido para cima. Posteriormente, para que ele siga ao compartimento à jusante, deverá descer para a próxima passagem inferior de interligação. Os flocos conduzidos pela corrente afluyente, de sentido ascendente, chocam-se com os levados pela corrente efluente, de sentido descendente ocasionando o crescimento dos flocos (VIANNA 2002).

Figura 9 - Floculador Alabama: (a) planta baixa; (b) seção longitudinal.



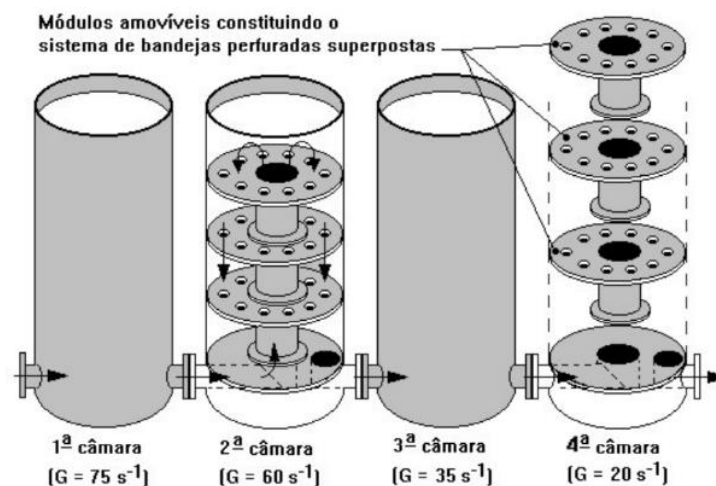
Fonte: Souza (2005).

### 3.6.2.4 Floculador de bandejas perfuradas

Com objetivo de reduzir a área requerida pelos floculadores, foram desenvolvidas unidades de escoamento vertical através de bandejas perfuradas. Nestes floculadores as bandejas são instaladas no interior de cilindros de 3 a 4 metros de altura e o fluxo ocorre sempre de forma descendente (LIBÂNIO, 2010).

A passagem do fluido de uma câmara a outra ocorre por fluxo ascendente por uma tubulação central onde as bandejas apoiam-se, posteriormente acontece o escoamento no sentido descendente, passando através dos orifícios existentes na sucessão de bandejas perfuradas, interpostas perpendicularmente à direção do fluxo, como pode ser observado na Figura 10 (VIANNA, 2002). A passagem do fluido através desses orifícios, progressivamente maiores de uma bandeja para outra, causa a turbulência requerida para que a água flocule.

Figura 10 - Floculador hidráulico do tipo de bandejas perfuradas.

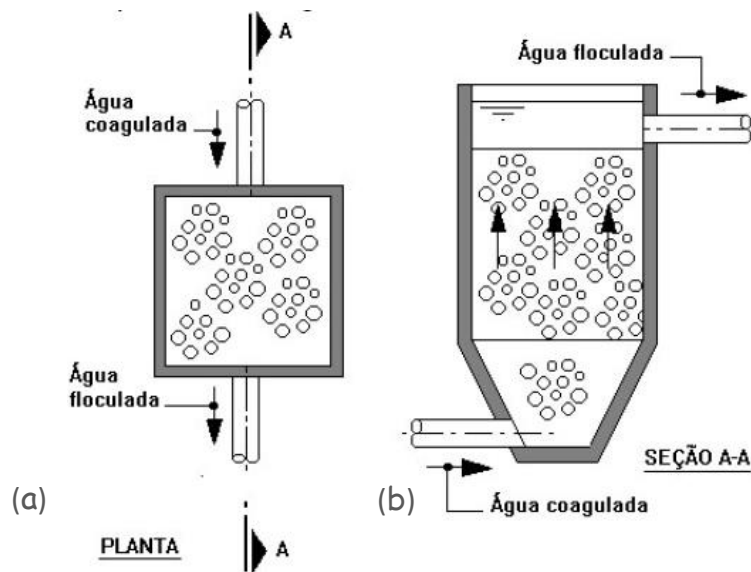


Fonte: Vianna (2002).

### 3.6.2.5 Floculador em meio granular

A floculação em meio granular, ou em meio poroso, consiste em passar o fluido a ser tratado por um meio granular contido em um tanque, normalmente de fluxo ascendente (Figura 11) ou descendente (RICHTER, 2009). Ao passar pelos poros do meio granular, a água é agitada resultando na floculação (VIANNA, 2002).

Figura 11 - Floculador de meio granular de fluxo ascendente: (a) planta baixa; (b) seção transversal.

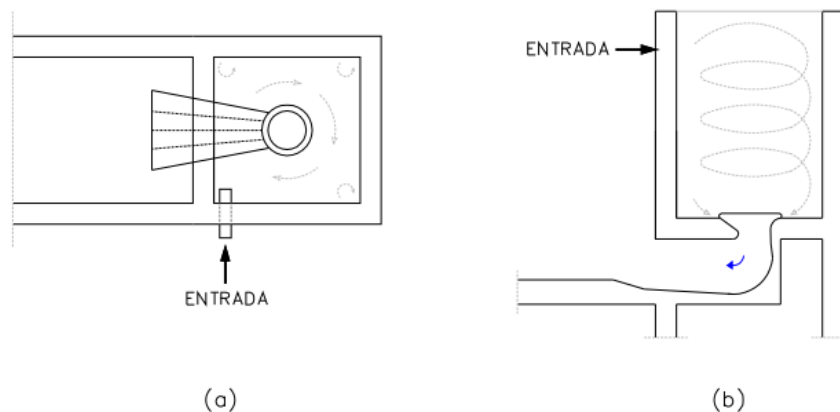


Fonte: Vianna (2002).

### 3.6.2.6 Floculador de fluxo helicoidal

Nos floculadores de fluxo helicoidal, também chamados de fluxo tangencial ou de fluxo espiral, a energia hidráulica gera um movimento de rotação ao fluido devido a disposição do canal de entrada tangencial (Figura 12) do líquido na câmara de floculação e saída em sentido oposto (RICHTER; AZEVEDO NETTO, 1991). Este floculador é indicado para pequenas estações de tratamento, pois para elevadas vazões é necessário aumentar o número de câmaras, acarretando em perda de simplicidade e economia na estrutura (OLIVEIRA, 2008).

Figura 12 - Floculador de fluxo helicoidal: (a) planta baixa; (b) seção transversal.



Fonte: Souza (2005), adaptado de Richter e Netto (1991).

### 3.6.2.7 Floculadores tubulares helicoidais

Grohmann et al. (1981) e Gregory (1981) introduziram uma nova concepção de floculadores hidráulicos com configuração tubular helicoidal, que proporciona uma dissipação mais efetiva de energia, com baixos índices de curtos-circuitos e zonas mortas. Em seguida, Gregory (1983) estudou a floculação em tubos helicoidalmente em comparação com o teste de jarros, e observou que, para a mesma condição de água afluyente, a floculação no tubo helicoidalmente enrolado, em comparação com o teste de jarros, apresentou menor turbidez remanescente com menor dosagem de coagulante.

Vigneswaran e Setiadi (1986) e Al-Hashimi e Ashjyan (1989) verificaram que os floculadores tubulares helicoidais (FTH) tem se destacado por sua alta eficiência e reduzido tempo de detenção demonstrando ser bastante promissor. No início dos anos 90, Elmaleh e Jabbouri (1991) utilizaram FTH para estimar a energia necessária à floculação. Após, Hameed, Muhammed e Sapre (1995) realizaram outro estudo de laboratório que comparava a eficiência de um floculador de configuração helicoidal com um equipamento de floculação mecanizado. Verificando no floculador mecanizado, turbidez residual mínima cerca de 5% inferior à obtida no FTH. Contudo, o número de Camp aplicado ao floculador mecanizado foi em torno de 26000, enquanto que no FTH a mínima turbidez residual foi obtida com Ca de 5000. Concluindo que o FTH proporciona uma melhor redução de turbidez, com um menor tempo de detenção hidráulica.

Posteriormente, Thiruvenkatachari et al. (2002) apresentaram um sistema híbrido para remoção de matéria orgânica, no qual, as configurações helicoidais foram empregadas como misturador rápido e floculador, acoplados a um sistema de microfiltração. Carissimi (2003) e Carissimi e Rubio (2005) desenvolveram um extenso estudo em um floculador tubular helicoidal, analisando fisicamente a influência de alguns parâmetros dos floculadores tubulares helicoidais na eficiência do processo, enfocando principalmente, as variações de vazão e volume do reator. Seus resultados apresentaram uma grande eficiência de floculação com baixos tempos de detenção, concordando com os resultados encontrados por Hameed, Muhammed e Sapre (1995). Estes estudos identificaram que o FTH possui melhor eficiência em relação aos floculadores convencionais, além de apresentar como vantagens o fluxo próximo ao pistonado, baixo tempo de detenção, não precisar equipamentos para mistura, não consumir energia elétrica, e ser ideal para instalações de pequeno porte, por ser um sistema compacto.

Sartori (2006) promoveu uma caracterização hidrodinâmica de flocladores tubulares helicoidais utilizando modelagem numérica computacional, seguido por Oliveira (2014); Sartori (2015) e Vaneli (2016). Pelissari (2006), Silva (2007) e Oliveira (2008) empregaram modelagem física para avançar na compreensão do comportamento hidrodinâmico do FTH e sua relação com o processo de floclação.

Na maioria dos flocladores a coagulação e a floclação ocorrem em unidades distintas, representadas pelas unidades de mistura rápida e mistura lenta. Nos flocladores tubulares helicoidais (FTH) essas duas etapas ocorrem, de forma concomitante, dentro da mesma unidade. Neste tipo de reator há também o aproveitamento da energia cinética do próprio escoamento para a dispersão dos reagentes químicos necessários à coagulação e floclação em linha (CARISSIMI, 2003).

Apesar de possuir muitas vantagens, o FTH é pouco aplicado em escala real para o tratamento de águas e efluentes, pois ainda existe significativo desconhecimento a respeito da relação entre a hidrodinâmica da unidade e o processo de floclação (OLIVEIRA, 2014; SARTORI, 2015). Entretanto em outras áreas da engenharia, a configuração tubular helicoidal é empregada em trocadores de calor, reatores químicos, sistemas de tubulação, refrigeradores, concentradores espirais entre outras (YU et al., 2003; CIONCOLINI; SANTINI, 2006).

Neste floclador, a geometria helicoidal concebida com o enrolamento de uma tubulação flexível em um tubo rígido é o que confere a agitação da massa líquida (CARISSIMI, 2003). A Figura 13 mostra a formação de flocos em um FTH.

Figura 13 - Formação de flocos no Floclador Tubular Helicoidal.



Fonte: Carissimi (2003).

#### 4 METODOLOGIA

O estudo foi realizado no setor de processos do Laboratório de Engenharia e Meio Ambiente da Universidade Federal de Santa Maria. Consistiu na construção de unidades de agregação de mistura completa e mistura de fluxo pistonado, ambas de fluxo contínuo em escala semipiloto, a fim de comparar e verificar a influência do gradiente de velocidade ( $G$ ) na formação de flocos, a partir da variação de parâmetros operacionais dos reatores, tais como: diferentes vazões de alimentação, rotações por minuto da agitação mecânica e diâmetro dos flocladores tubulares helicoidais, totalizando três configurações de mistura completa e três de mistura de fluxo pistonado.

As unidades de agregação de mistura completa foram compostas por flocladores mecânicos de eixo vertical, fluxo axial e hélice naval (Figura 14) e as unidades de mistura de fluxo pistonado formadas por flocladores tubulares helicoidais (Figura 15). Ao término da operação de cada unidade, foram determinadas as velocidades de sedimentação, a turbidez e a cor residual.

Figura 14 - (a) Unidade de agregação de mistura completa equipada com um agitador mecânico, da marca Fisatom, modelo 715, rotação de 120 a 2000 rpm e 70 W de potência. (b) Hélice naval.

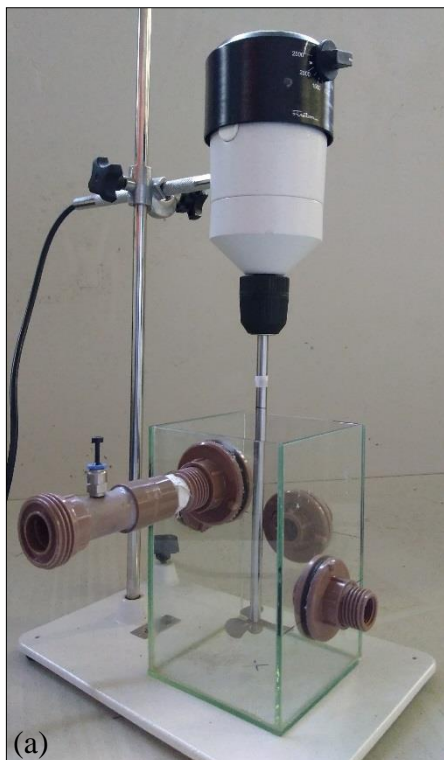
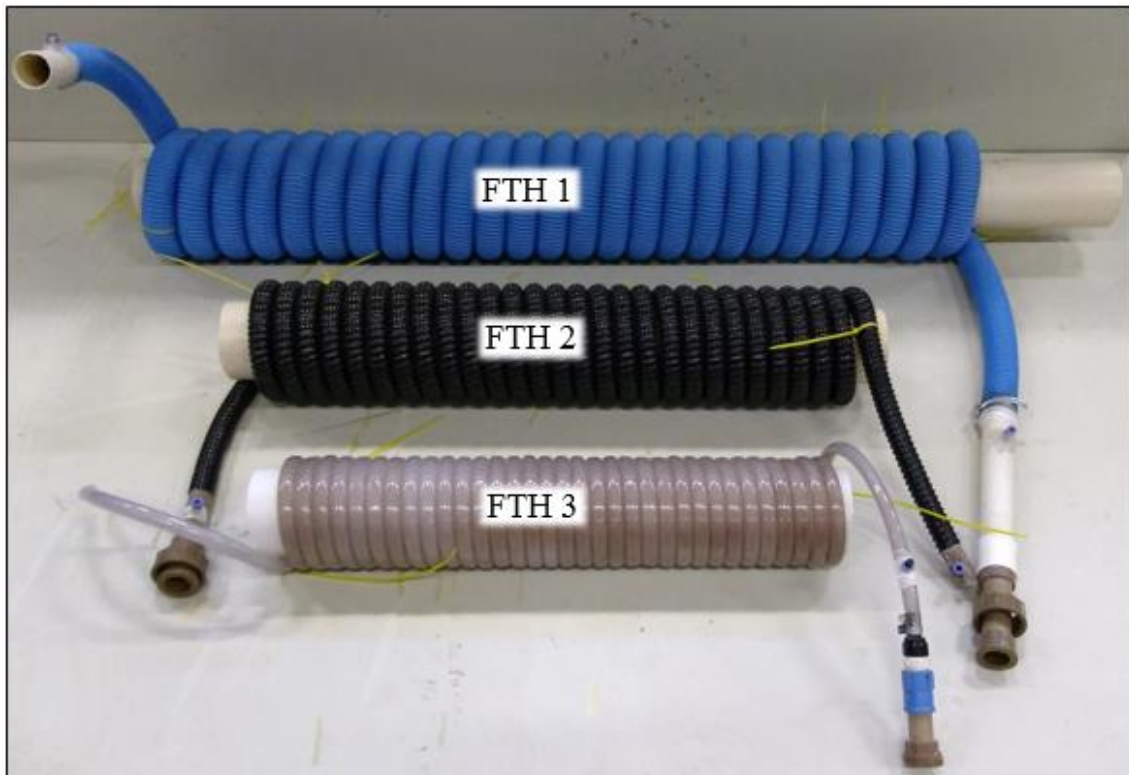


Figura 15 - Floculador hidráulico do modelo tubular helicoidal. FTH 1,  $Q = 2,88 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ ; FTH 2,  $Q = 1,56 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ ; FTH 3,  $Q = 0,4 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ .



#### 4.1 DESCRIÇÃO DO CIRCUITO HIDRÁULICO

##### 4.1.1 Unidade de mistura em fluxo pistonado

A unidade de mistura em fluxo pistonado foi composta por um floculador tubular helicoidal (FTH), de fluxo hidráulico em linha, para agregação e separação de partículas em meio líquido. Este floculador foi desenvolvido por Carissimi e Rubio (2013), e registrado como Reator Gerador de Flocos (RGF<sup>®</sup>) com registro de patente (n<sup>o</sup> INPI: PI 0406106-3).

Para a realização deste estudo foram projetados e construídos três FTH em escala semipiloto, denominados FTH 1, FTH 2 e FTH 3, com distintos diâmetros, gradientes de velocidade, volumes e vazões de alimentação e tempo de detenção entre 10 à 20 s (CARISSIMI, 2007; CARISSIMI; RUBIO, 2015; CARISSIMI et al., 2018). As características construtivas são descritas na Tabela 2.



Tabela 2 - Características construtivas das unidades de mistura em fluxo pistonado.

<b>Características construtivas</b>	<b>FTH 1</b>	<b>FTH 2</b>	<b>FTH 3</b>
<b>Gradiente de velocidade (s<sup>-1</sup>)</b>	500	940	1381
<b>Diâmetro interno (m)</b>	0,0375	0,0250	0,0125
<b>Volume interno (m<sup>3</sup>)</b>	1,3x10 <sup>-2</sup>	5,9x10 <sup>-3</sup>	1,5x10 <sup>-3</sup>
<b>Vazão (m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup>)</b>	2,88	1,56	0,40
<b>Tempo de detenção (s)</b>	15 ± 5	15 ± 5	15 ± 5
<b>Número de Reynolds</b>	263.496	214.091	109.790

Os FTH foram confeccionados com tubos flexíveis, com comprimento de 12 m, envolvendo um cilindro de policloreto de vinila (PVC), com diâmetro interno de 10 cm (diâmetro de enrolamento). O circuito hidráulico (Figura 16), que antecede o FTH, comum às unidades de agregação de mistura completa e FTH, foi constituído pelos seguintes itens:

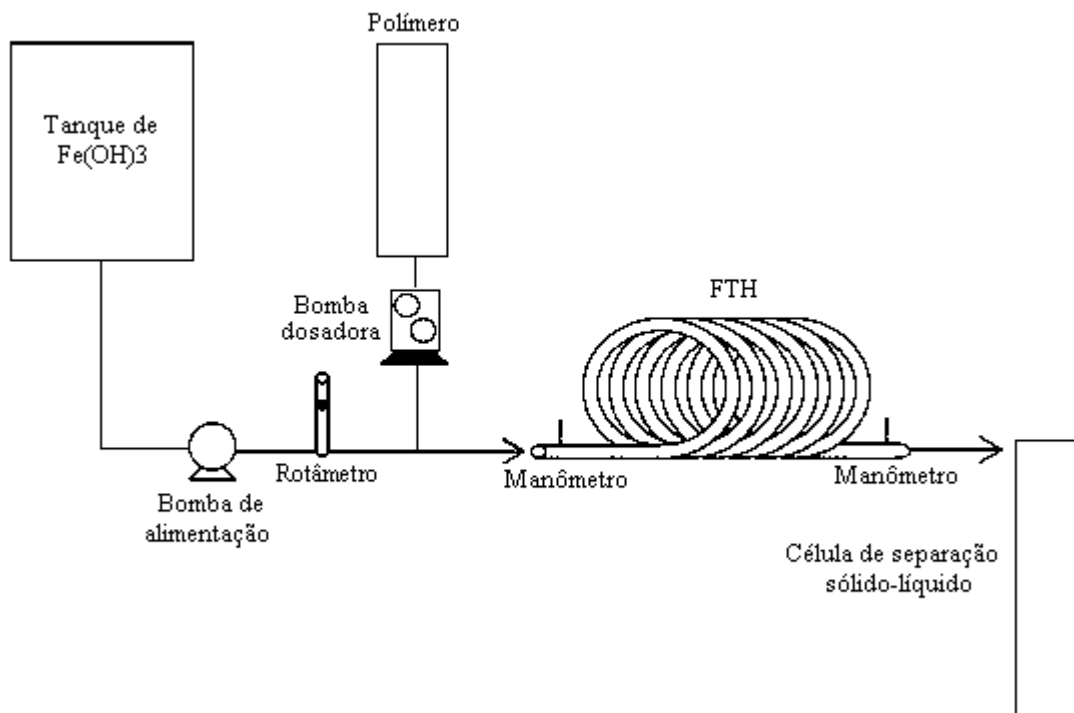
- Um reservatório de preparo e armazenamento da amostra sintética de hidróxido férrico (Fe(OH)<sub>3</sub>) com capacidade de 2.000 L, equipado com agitação pneumática;
- Bomba de alimentação, da marca Schneider, modelo BC-98, com 1/2 cv de potência para alimentar as vazões de 1,56 e 2,88 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup>;
- Bomba de alimentação, da marca Ferrari, modelo IDB-40, com 1/2 cv de potência para alimentar a vazão de 0,4 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup>;
- Um reservatório de preparo e dosagem do floculante equipado com agitação magnética;
- Bomba peristáltica da marca Exatta, modelo EX-P8803, para a dosagem do polímero floculante.

Conectado a tubulação:

- FTH;
- Célula de separação sólido-líquido (coluna graduada de vidro transparente com base quadrada de 6 x 6 x 35 cm (b x b x h)) com capacidade de 1 L.

Para instrumentação e controle utilizou-se de um painel para o controle de operação das bombas, manômetro digital, marca Comark, modelo C9500, conectado na tubulação de entrada e saída do floculador, registro de gaveta, um rotâmetro de flutuador Applitech, modelo AP-1300 para regular a vazão de alimentação do FTH 3 e um rotâmetro de flutuador Applitech, modelo AP-3500 para regular a vazão de alimentação do FTH 1 e FTH 2.

Figura 16 - Esquema hidráulico empregado nos estudos de mistura em fluxo pistonado.



#### 4.1.2 Unidade de mistura completa

A unidade de mistura completa (MC) de fluxo contínuo foi construída em escala semipiloto, constituída de um reservatório de vidro transparente de base quadrada de 12 x 12 x 20 cm (b x b x h) e capacidade superior a 2 L, equipado com um agitador mecânico da marca Fisatom, modelo 715, com hélice do tipo naval. O dimensionamento do reservatório da unidade de mistura completa foi realizado em função dos gradientes de velocidade estudados e da capacidade máxima de agitação do agitador mecânico.

Foram estudadas três configurações diferentes de operação denominadas: MC 1, MC 2 e MC 3, nas quais simulou-se os mesmos gradientes de velocidades, 500, 940 e 1381  $\text{s}^{-1}$ , estudados no FTH 1, FTH 2 e FTH 3, com tempo teórico de detenção entre 10 à 20 s. As características construtivas são descritas na Tabela 3.

Tabela 3 - Características construtivas das unidades de mistura completa.

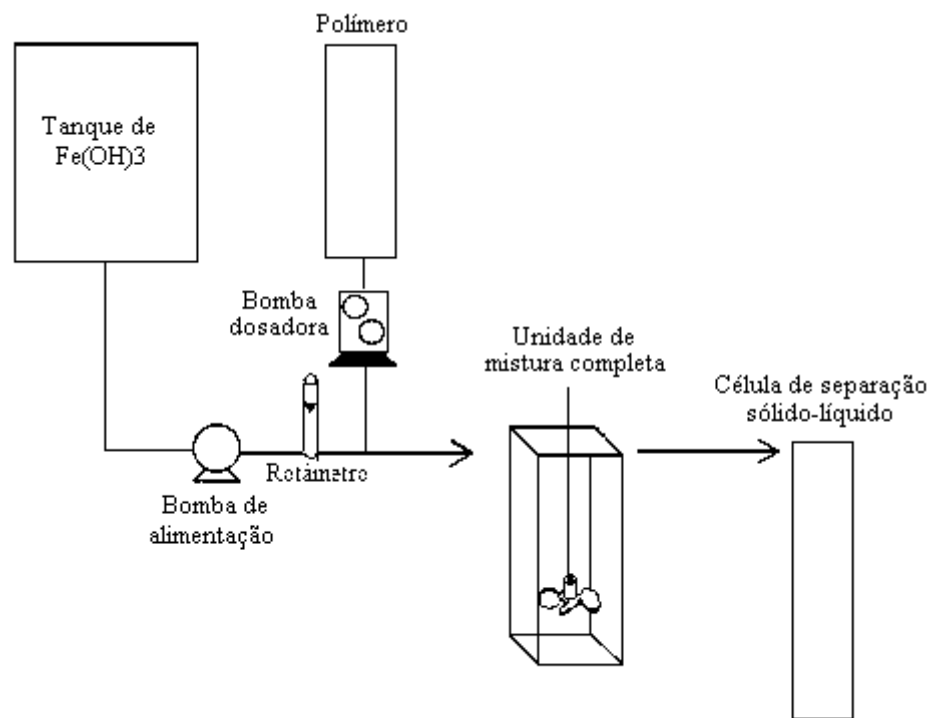
<b>Características construtivas</b>	<b>MC 1</b>	<b>MC 2</b>	<b>MC 3</b>
<b>Gradiente de velocidade (<math>s^{-1}</math>)</b>	500	940	1381
<b>Agitação (rpm)</b>	160	689	1984
<b>Volume (<math>m^3</math>)</b>	0,0013	0,0015	0,002
<b>Vazão (<math>m^3 h^{-1}</math>)</b>	0,26	0,3	0,4
<b>Tempo teórico de detenção (s)</b>	$15 \pm 5$	$15 \pm 5$	$15 \pm 5$
<b>Número de Reynolds</b>	98.366	401.029	1.154.777

O circuito hidráulico (Figura 17) percorrido pelo amostra sintética contendo os MC foi constituído pelos seguintes itens:

- Um reservatório de preparo e armazenamento do amostra sintética de  $Fe(OH)_3$  com capacidade de 2.000 L, equipado com agitação pneumática;
- Bomba de alimentação, da marca Ferrari, modelo IDB-40, com 1/2 cv de potência;
- Um reservatório de preparo e dosagem do floculante equipado com agitação magnética;
- Bomba peristáltica da marca Exatta, modelo EX-P8803, para a dosagem do polímero floculante.
- Reservatório MC equipado com agitador mecânico da marca Fisatom, modelo 715 com hélice do tipo naval, rotação de 120 a 2000 rpm e 70 W de potência, calibrado previamente com auxílio de tacômetro digital da marca Politerm, modelo DT6236B, para medida da velocidade de rotação do agitador;
- Célula de separação sólido-líquido (coluna graduada de vidro transparente com base quadrada de 6 x 6 x 35 cm (b x b x h)) com capacidade de 1 L.

Para instrumentação e controle utilizou-se de um painel para o controle de operação das bombas, registro de pressão e um rotâmetro de flutuador Applitech, modelo AP-1300, para regular a vazão de alimentação dos MC.

Figura 17 - Esquema hidráulico empregado nos estudos de mistura completa.



Após passar pela unidade de mistura completa ou de fluxo pistonado, a amostra foi conduzida à célula de separação sólido-líquido destinada a sedimentação, onde realizou-se a captura de imagens para verificar o diâmetro dos flocos, determinação da velocidade de sedimentação e retirada de alíquotas do sobrenadante para determinação da turbidez residual.

#### 4.2 MODELOS DE SÓLIDOS EM SUSPENSÃO

Para os ensaios de floculação foram utilizados três modelos de sólidos em suspensão preparados com três concentrações de hidróxido férrico ( $\text{Fe(OH)}_3$ ), precipitadas a partir da reação de cloreto férrico ( $\text{FeCl}_3$ ), da marca Synth com hidróxido de cálcio ( $\text{Ca(OH)}_2$ ), da marca Dinâmica, para simular diferentes características de amostra a ser tratada. As concentrações de 19, 58 e 86  $\text{mg L}^{-1}$  de  $\text{Fe(OH)}_3$  foram preparadas com reagentes de pureza analítica e pH 7,5, conforme metodologia detalhada em Carissimi (2003; 2007) e a água utilizada em todos os testes foi oriunda de poços artesianos. A Tabela 4 mostra a turbidez e a cor referente à cada uma das concentrações de  $\text{Fe(OH)}_3$ .

Tabela 4 - Turbidez e cor das três concentrações de Fe(OH)<sub>3</sub>.

<b>Concentrações de sólidos (mg L<sup>-1</sup>)</b>	<b>Turbidez (NTU)</b>	<b>Cor (uC)</b>
19	5,65	194,57
58	14,23	>500
86	21,10	>500

#### 4.3 POLÍMEROS FLOCULANTES

Para determinar qual o polímero floculante mais eficiente na redução de cor e turbidez foram realizados ensaios em teste de jarros utilizando a concentração de 58 mg L<sup>-1</sup> da solução de Fe(OH)<sub>3</sub>, nas seguintes condições de mistura: mistura rápida durante 1 minuto a 120 rpm e mistura lenta de 5 minutos a 30 rpm. Os polímeros floculantes catiônicos com diferentes pesos moleculares apresentados na Tabela 5 foram testados nas concentrações de 10; 5; 1,5; 1; 0,8; 0,5; 0,3; 0,1 e 0,05 mg L<sup>-1</sup> e ao término do tempo de sedimentação (5 minutos) realizou-se a coleta de uma alíquota para a determinação da turbidez residual, e da cor do sobrenadante.

Tabela 5 - Polímeros floculantes catiônicos testados e suas características.

<b>Polímero</b>	<b>Densidade</b>	<b>Peso molecular</b>	<b>Estado físico</b>
Novaflok P 3300	Alta	Alto	Emulsão
Novaflok P 2700	Baixa	Muito alto	Sólido
Novaflok P 2900	Muito baixa	Muito alto	Sólido
Aqua 4115SH	Muito baixa	Muito alto	Sólido
Aqua 1540CT	Baixa	Alto	Emulsão

Para todos os ensaios foram determinadas a turbidez inicial e remanescente pelo método nefelométrico 2120B (APHA, 2012), com auxílio de um turbidímetro da marca PoliControl, modelo AP 2000, e a cor inicial e remanescente pelo método colorimétrico 2120 (APHA, 2012) com colorímetro da marca PoliControl, modelo AquaColor Cor. A solução de polímero foi preparada com água destilada, homogeneizada e bombeada em linha para as unidades de mistura completa e mistura de fluxo pistonado, juntamente com a amostra sintética de Fe(OH)<sub>3</sub> para a geração de flocos.

### **4.3.1 Otimização da concentração de floculante nas unidades de mistura**

Após eleito o polímero floculante Novaflok P 2900 como o que apresentou melhor eficiência na redução de cor e turbidez, empregou-se diferentes concentrações do mesmo no FTH 2 ( $G = 940 \text{ s}^{-1}$ ) utilizando a amostra sintética nas concentrações de 19, 58 e  $86 \text{ mg L}^{-1}$  a fim de definir qual a concentração de polímero que melhor atuou na agregação dos sólidos, adotando como variável resposta a redução de cor, turbidez e velocidade de sedimentação. As melhores concentrações para cada amostra sintética foram adotadas nos ensaios posteriores com os floculadores de mistura completa e mistura de fluxo pistonado.

## **4.4 CARACTERIZAÇÃO HIDRODINÂMICA**

### **4.4.1 Tempo de detenção hidráulica**

Para determinar tempo de detenção hidráulica dos floculadores, nos ensaios hidrodinâmicos, foi utilizado traçador de cloreto de sódio (NaCl) na concentração de  $50.000 \text{ mg L}^{-1}$  como traçador. Os ensaios consistiram em injetar 5 mL da solução de NaCl instantaneamente no circuito hidráulico, coletando amostras na saída de cada floculador a cada 5 segundos durante 3 minutos.

A concentração de NaCl foi obtida pela relação entre condutividade elétrica e concentração de NaCl com a confecção de uma curva de calibração para o condutivímetro, utilizando soluções com concentrações conhecidas de NaCl. A condutividade elétrica na entrada e na saída do floculador tubular helicoidal foram determinadas pelo método potenciométrico 25110B (APHA, 2012) com um condutivímetro da marca Tecnoyon, modelo AC-200. Nas unidades de mistura completa foi utilizado, a fins de cálculos, o tempo teórico de detenção a partir da Equação 6.

### **4.4.2 Gradiente de velocidade**

Teoricamente os valores dos gradientes de velocidade estudados nas unidades de mistura em fluxo pistonado e mistura completa foram calculados fixando o tempo de residência de 18 s, que foi o tempo de residência que apresentou melhores velocidades de sedimentação ( $19 \text{ m h}^{-1}$ ) com a vazão de alimentação de  $4 \text{ L min}^{-1}$  nos estudos realizados por Carissimi (2007). Experimentalmente a variação do gradiente de velocidade foi determinada nas unidades de

mistura em fluxo pistonado por medida manométrica diferencial, a partir da perda de carga entre a entrada e saída dos FTH com a utilização de manômetros digitais, e o emprego de diferentes vazões de alimentação (CARISSIMI, 2003; 2007). Os valores obtidos pelo manômetro foram aplicados na Equação 3, enquanto o gradiente de velocidade das unidades de mistura completa foi determinado diretamente pela Equação 1 e Equação 2, atribuindo o tempo teórico de detenção de 18 s.

Foram avaliadas distintas vazões (0,2 até 3,18 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup>) e coletados os dados de perdas de carga para calcular o gradiente de velocidade, de modo a encontrar a vazão ideal que proporcionasse os gradientes de velocidade de 500, 940 e 1381 s<sup>-1</sup> nos FTH, requeridos para o estudo. Nos MC a rotação do agitador mecânico foi verificada, para garantir que o mesmo atingisse os gradientes de velocidade calculados.

As soluções das diferentes concentrações de solução sintética (Fe(OH)<sub>3</sub>) foram preparadas no mesmo dia que foram realizados os ensaios referentes a cada concentração, de modo que o volume total fosse suficiente para a realização de todos os ensaios em triplicata. O floculante foi dosado em linha de forma contínua durante 40 segundos antes das coletas, período necessário para a regularização do fluxo no interior dos floculadores e a padronização da coleta.

O número de Reynolds (Re) foi determinado de forma teórica com a aplicação direta dos dados na Equação 4 para os FTH e pela Equação 5 para as unidades de mistura completa.

## 4.5 ANÁLISE DE DADOS

### 4.5.1 Velocidade de sedimentação e eficiência de redução de turbidez e cor

A velocidade de sedimentação foi calculada experimentalmente pelo monitoramento do tempo de deslocamento dos flocos por uma distância pré-estabelecida na célula de separação sólido-líquido graduada, após a saída da unidade de mistura completa e da unidade de fluxo pistonado. Após 5 minutos de sedimentação, uma alíquota do sobrenadante foi coletada para a determinação da turbidez e cor residual.

### 4.5.2 Análise estatística

As medidas do tempo de sedimentação, turbidez e cor residual foram realizadas em triplicata para os três gradientes de velocidade nas unidades de mistura completa e fluxo

pistonado e três concentrações de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$ , e os dados coletados foram comparados por meio de análise de correlação para cada concentração de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  pelo *software Microsoft Excel 2007*.



## 5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

A eficiência de agregação de partículas nas unidades de mistura completa e de fluxo pistonado foram avaliados em função do modelo de floculador, dos gradientes de velocidade (500, 940 e 1381 s<sup>-1</sup>), das concentrações de sólidos (Fe(OH)<sub>3</sub>, do tempo de detenção hidráulica, e discutidos em termos da velocidade de sedimentação, redução de turbidez e cor da amostra final. Os dados obtidos nos estudos das distintas condições hidrodinâmicas nos floculadores tubulares helicoidais foram avaliados e comparados com os dados obtidos nos estudos com floculadores de mistura completa.

### 5.1 EFEITO DO TIPO DE FLOCULANTE

Dentre os polímeros floculantes testados nos testes de jarros, o que apresentou melhor eficiência na redução de cor e turbidez da amostra sintética de 58 mg L<sup>-1</sup> de Fe(OH)<sub>3</sub> foi o Novaflok P-2900, de muito baixa densidade e muito alto peso molecular (Tabela 6). Por isto foi selecionado para ser utilizado nos demais ensaios de floculação nas unidades de mistura completa e fluxo pistonado.

Tabela 6 - Eficiência na redução de cor e turbidez da amostra sintética de 58 mg L<sup>-1</sup> de Fe(OH)<sub>3</sub>, com a aplicação de 0,5 mg L<sup>-1</sup> de polímeros catiônicos em teste de jarros.

<b>Floculante</b>	<b>Redução da turbidez (%)</b>	<b>Redução da cor (%)</b>
<b>Novaflok P 3300</b>	99,9	97,3
<b>Novaflok P 2700</b>	99,9	96,5
<b>Novaflok P 2900</b>	99,9	98,3
<b>Aqua 4115SH</b>	99,4	96,3
<b>Aqua 1540CT</b>	99,9	98,2

Após a escolha do floculante, a concentração ótima de uso foi testada nos floculadores em escala semipiloto, uma vez que a concentração de 0,5 mg L<sup>-1</sup>, aplicada nos testes de jarros não é adequada para a escala semipiloto. Essa alteração acontece porque os testes de jarros reproduz três tempos e gradientes de velocidades distintos dos demais floculadores. Essa adequação também foi necessária no estudo realizado por Pelissari (2006). Nos floculadores tubulares helicoidais e nas unidades de mistura mecanizadas, que são objeto deste estudo,

ocorre apenas um gradiente de velocidade e decantação, e possivelmente em função do rápido tempo de detenção não ocorre a formação de flocos usando concentração de floculante semelhante ao do teste de jarros (PELISSARI, 2006).

A otimização da concentração do floculante Novaflok P-2900 foi reavaliada nos flocladores FTH 2 ( $G = 940 \text{ s}^{-1}$ ) e as concentrações de polímero que apresentaram melhor desempenho na agregação dos sólidos, adotando como variável resposta a redução de cor, turbidez e velocidade de sedimentação foram de  $2,3 \text{ mg L}^{-1}$ ,  $1,3 \text{ mg L}^{-1}$  e  $2,8 \text{ mg L}^{-1}$  para as concentrações de sólidos de 19, 58 e  $86 \text{ mg L}^{-1}$  respectivamente. Estas concentrações otimizadas de floculante foram dosadas e utilizadas nos ensaios posteriores de geração de flocos.

## 5.2 AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DE FORMAÇÃO DE FLOCOS DE $\text{Fe}(\text{OH})_3$

### 5.2.1 Caracterização hidrodinâmica

A Tabela 7 mostra o resultado dos ensaios realizados com a injeção instantânea do traçador NaCl nos flocladores tubulares helicoidais para a determinação do tempo de detenção hidráulica. Os resultados variaram de 10 à 20 segundos, ficando muito próximos aos tempos de detenção encontrados nos estudos de Carissimi (2003; 2007) e Carissimi e Rubio (2005), que encontraram a melhor velocidade de sedimentação com 18 s de detenção.

Tabela 7 - Tempo de detenção hidráulica verificado nos flocladores tubulares helicoidais.

Floclador	Gradiente de velocidade ( $\text{s}^{-1}$ )	Tempo de detenção hidráulica (s)
FTH 1	500	20
FTH 2	940	10
FTH 3	1381	15

Os números de Reynolds encontrados neste estudo foram de 263.496, 214.091 e 109.790 para o FTH 1, FTH 2 e FTH 3, respectivamente e de 98.366, 401.029 e 1.154.777 para o MC 1, MC 2 e MC 3, respectivamente. Sendo assim, os regimes hidrodinâmicos verificados neste estudo evidenciam regimes turbulentos nos dois modelos de flocladores estudados ( $\text{Re} > 8.000$ ), nos tempos de detenção hidráulica de 10 à 20 segundos.

## 5.2.2 Velocidade de sedimentação

Em todas as condições de floculação foi observado um regime de sedimentação do tipo floculenta, onde os flocos de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  agregam-se enquanto sedimentam, apresentando uma velocidade de queda variável ao longo da trajetória vertical na célula de separação sólido-líquido. Com os ensaios realizados para identificar a velocidade de sedimentação dos agregados de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$ , verificou-se que as mesmas variaram entre 7,7 e 18,1  $\text{m h}^{-1}$  para os FTH e entre 9,6 e 11,2  $\text{m h}^{-1}$  para os MC. Estas velocidades estão apresentados na Tabela 8, juntamente com seus respectivos gradientes de velocidade e concentração de sólidos.

Tabela 8 - Velocidades de sedimentação dos flocladores e seus respectivos gradientes de velocidade (500, 940 e 1381  $\text{s}^{-1}$ ) e concentração de sólidos (19, 58 e 86  $\text{mg L}^{-1}$ ).

Concentração de sólidos ( $\text{mg L}^{-1}$ )	Vel. de sedimentação ( $\text{m h}^{-1}$ )					
	500 $\text{s}^{-1}$		940 $\text{s}^{-1}$		1381 $\text{s}^{-1}$	
	FTH 1	MC 1	FTH 2	MC 2	FTH 3	MC 3
<b>19</b>	8,4	-	11,2	-	7,6	-
<b>58</b>	13,8	-	14,9	10,9	11,9	11,2
<b>86</b>	15,6	9,6	18,1	10,0	15,0	10,2

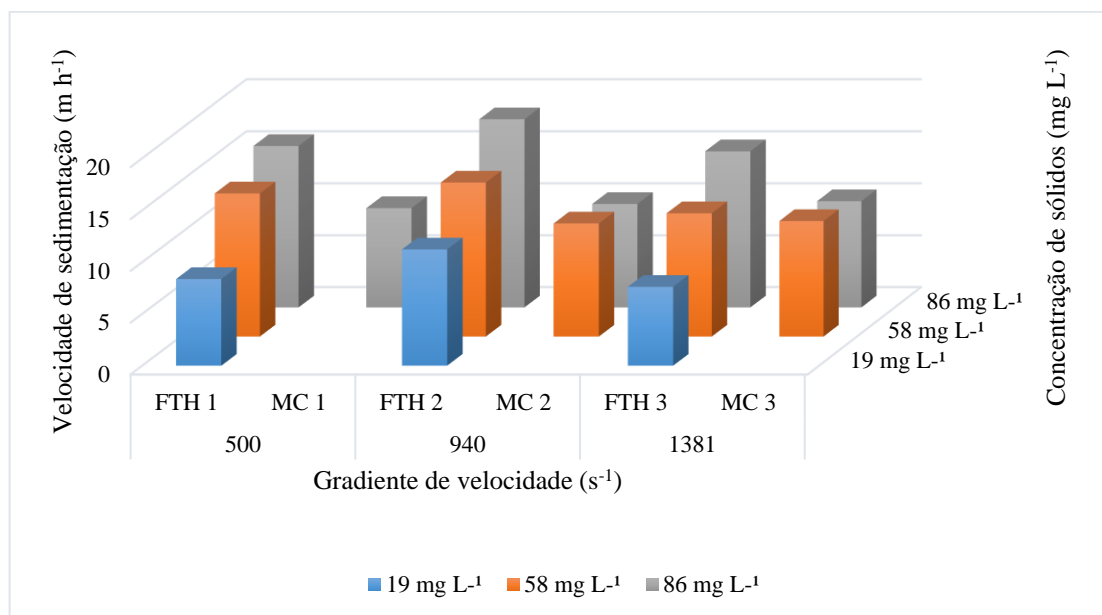
As maiores velocidades de sedimentação para as concentrações de 19, 58 e 86  $\text{mg L}^{-1}$  de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$ , foram de 11,2, 14,9 e 18,1  $\text{m h}^{-1}$ , respectivamente, nos FTH com o gradiente de velocidade de 940  $\text{s}^{-1}$  (Figura 18). A predominância das maiores velocidades de sedimentação apresentarem-se com gradiente de velocidade de 940  $\text{s}^{-1}$  pode ser atribuída ao fato de que a escolha da concentração de floculante foi realizada com este gradiente de velocidade nas diferentes concentrações de sólidos. É possível observar nos resultados, apresentados na sequência, que para os ensaios de redução de turbidez e cor, utilizando os FTH, também apresentaram o mesmo comportamento, ou seja, os melhores resultados foram obtidos para o gradiente de 940  $\text{s}^{-1}$ .

Quando comparados os dois modelos de flocladores (FTH e MC), verificou-se que as menores velocidades de sedimentação foram observadas nos ensaios utilizando as unidades de floculação por mistura completa, sendo que na concentração de 19  $\text{mg L}^{-1}$  não ocorreu agregação de flocos nos flocladores MC 1, MC 2 e MC 3, nem na concentração de 58  $\text{mg L}^{-1}$  com o MC 3. Esta ineficiência pode estar relacionada com a baixa concentração de sólidos

presente na amostra e gradiente de velocidade insuficiente para promover a colisão e agregação dos flocos, uma vez nos floculares de MC as velocidades de sedimentação aumentam de acordo com a elevação do gradiente de velocidade.

Nas demais condições em que ocorreu floculação nos MC, observou-se que a formação dos flocos aconteceu no interior da célula de separação durante a trajetória de queda dos flocos, sugerindo a necessidade do escalonamento do gradiente de velocidade. Outros fatores que podem ter influenciado na não agregação e na agregação fora do floculador são o baixo tempo de detenção hidráulica (VIGNESWARAN; SETIADI, 1986) ou presença de curtos-circuitos (CARISSIMI, 2007).

Figura 18 - Velocidades de sedimentação dos flocos observadas nas unidades de MC e FTH para as três concentrações de sólidos (19, 58 e 86 mg L<sup>-1</sup>) e gradientes de velocidade (500, 940 e 1381 s<sup>-1</sup>).

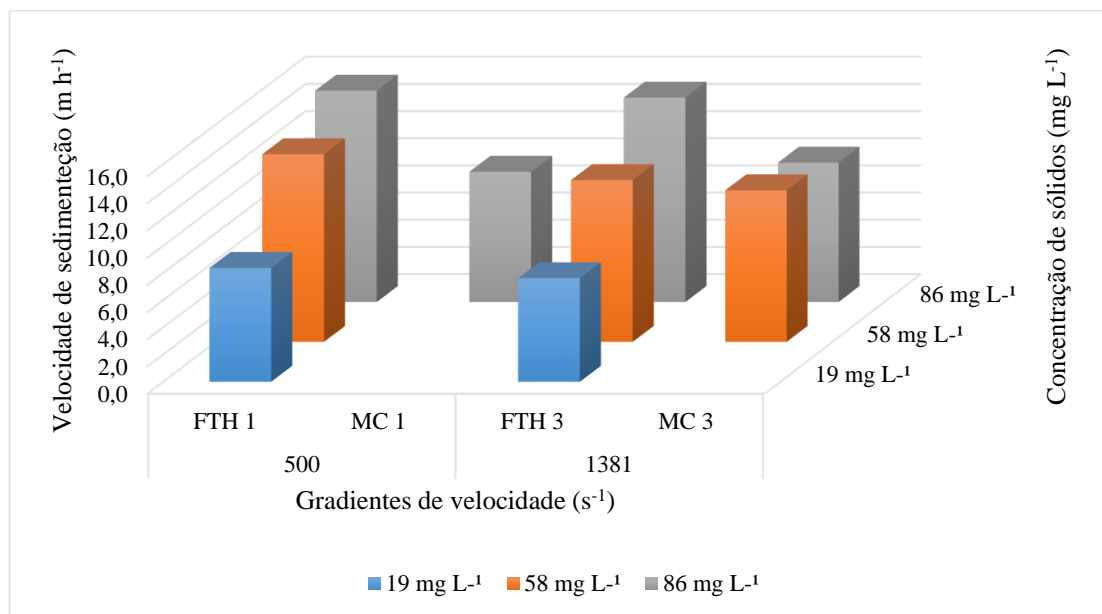


Carissimi (2007) observou em seus estudos, velocidades de sedimentação em FTH cerca de 4 vezes maiores que as velocidades de sedimentação promovida pela agitação mecânica, nesse caso, a formação de flocos na mistura completa foi prejudicada pela elevada agitação mecânica e baixo tempo de detenção hidráulica. Observou ainda, que o aumento do gradiente de velocidade, possivelmente, promoveu a ruptura dos flocos, com isso houve um decréscimo na velocidade de sedimentação (CARISSIMI, 2007; CARISSIMI et al., 2007).

Na Figura 19 referente à velocidade sedimentação dos flocos em relação aos gradiente de velocidade 500 e 1381 s<sup>-1</sup>, nota-se uma tendência no decaimento da velocidade de

sedimentação nos FTH do gradiente de velocidade de  $500 \text{ s}^{-1}$  para o de  $1381 \text{ s}^{-1}$ . Esta tendência pode representar que com maiores gradientes aplicados nos FTH a velocidade de sedimentação decresce, possivelmente isto pode ser explicado pelo fato de que quanto maior o gradiente de velocidade, maior a taxa de cisalhamento presente, ocasionando a ruptura dos flocos de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  (VIGNESWARAN; SETIADI, 1986).

Figura 19 - Velocidades de sedimentação dos flocos nas unidades de MC e FTH para as três concentrações de sólidos ( $19$ ,  $58$  e  $86 \text{ mg L}^{-1}$ ) e gradientes de velocidade ( $500$  e  $1381 \text{ s}^{-1}$ ).



Nas unidades de mistura completa ocorreu o inverso e a velocidade de sedimentação aumentou com o aumento do gradiente de velocidade. Isto pode ser explicado pelo número de Camp, uma vez que para um tempo de detenção hidráulica curto seja necessário um maior gradiente de velocidade para que haja a dissipação efetiva de energia para a atuação do flocculante e formação dos flocos. Além disso, as velocidades de sedimentação dos flocos mais elevadas nos FTH do que no MC sugere que as condições hidrodinâmicas no FTH possibilitam maior contato das partículas com o polímero flocculante, formando agregados que sedimentam mais rapidamente (CARISSIMI, 2007). Entretanto, não foram observadas diferenças expressivas na velocidade de sedimentação entre os gradientes de velocidade, somente entre os modelos de flocculadores (Figura 19) e entre as diferentes concentrações de sólidos das amostras sintéticas.

Alguns autores verificaram uma não uniformidade na distribuição dos valores dos gradientes de velocidade ao longo da unidade de mistura completa, ou seja, maior turbulência

nas regiões próximas da hélice, e gradientes de velocidade menores conforme o distanciamento do centro da unidade (LUO, 1997 apud BRIDGEMAN et al., 2010; SAMARAS et al., 2010; SINDALL et al., 2013; STANLEY; SMITH, 1995). Essa distribuição irregular dos gradientes de velocidade ao longo das unidades pode acarretar na ruptura dos flocos formados, reduzindo a eficiência da floculação (VAN ELI, 2016).

Di Bernardo et al. (2000) assumem que para minimizar a ruptura de flocos e favorecer seu crescimento nas unidades de mistura mecânica, é necessário haver um escalonamento do gradiente de velocidade nos floculadores, ou seja, valores decrescentes do gradiente e tempos de floculação crescentes de montante para jusante, a fim de manter constante o valor de Camp, que é o produto do tempo teórico de detenção e o gradiente médio de velocidade.

Pádua (1994 apud CESTARI, 2011) desenvolveu uma metodologia para relacionar o gradiente de velocidade e o tempo de floculação ótimo para unidades de floculação com escoamento contínuo a partir de ensaios realizados em teste de jarros. Nesse estudo, o autor concluiu que a gradação do gradiente de velocidade ao longo do tempo da primeira para a última câmara de floculação resulta em uma melhor floculação baseado na turbidez remanescente, que foi menor quando comparada a quando o gradiente de velocidade ótimo era constante ao longo do tempo, para o mesmo tempo de floculação. Com isso, é esperada uma menor eficiência de floculação nas unidades de MC, em relação as unidades de FTH, como verificado nesse estudo.

### **5.2.3 Eficiência de redução de turbidez e cor**

As eficiências de redução da turbidez da amostra sintética após os ensaios de floculação e 5 minutos de sedimentação são mostradas na Tabela 9. Os resultados obtidos mostram que para os floculadores de MC, quanto maior o gradiente de velocidade, menor é a turbidez residual. Já para as unidades de FTH, observa-se que do gradiente  $500 \text{ s}^{-1}$  para o  $1381 \text{ s}^{-1}$  a eficiência de redução da turbidez decaiu (Figura 20). Esta tendência é igual a observada nos ensaios de velocidades de sedimentação. Segundo Kuz'kin e Nebera (1966), a velocidade de sedimentação, a turbidez do sobrenadante e o volume dos sólidos sedimentáveis estão correlacionados e são dependentes do grau de floculação.

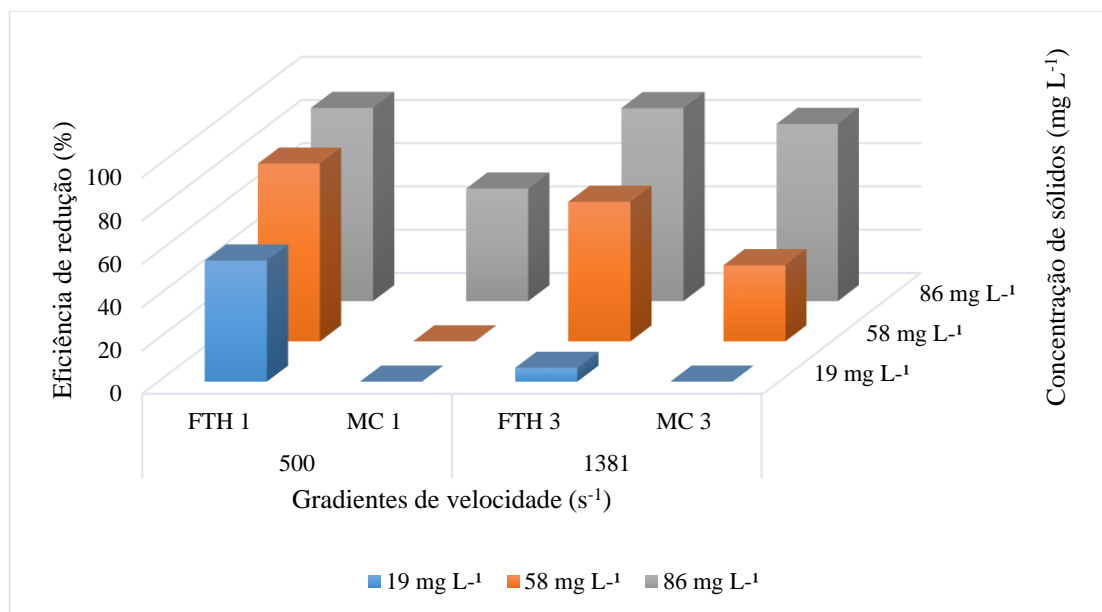
O decréscimo na redução da turbidez nos FTH pode ser devido ao regime turbulento do sistema e à resistência dos flocos que pode ocasionar a ruptura dos mesmos (OLIVEIRA, 2008). Akers et al. (1987) estudaram a ruptura de flocos de partículas de látex (0,97 mm) expostos as condições turbulentas, em sistemas tubulares e identificaram uma alta relação com o nível de

energia de dissipação da turbulência, assim como a distribuição da densidade dos flocos ou as condições nas quais os flocos são formados podem inferir na maior ou menor resistência destes.

Tabela 9 - Eficiência de redução de turbidez nos diferentes modelos de floclador e seus respectivos gradientes de velocidade ( $500, 940$  e  $1381 \text{ s}^{-1}$ ) e concentração de sólidos ( $19, 58$  e  $86 \text{ mg L}^{-1}$ ).

Concentração de sólidos ( $\text{mg L}^{-1}$ )	Eficiência de redução de turbidez (%)					
	$500 \text{ s}^{-1}$		$940 \text{ s}^{-1}$		$1381 \text{ s}^{-1}$	
	FTH 1	MC 1	FTH 2	MC 2	FTH 3	MC 3
<b>19</b>	55,9	0,0	73,5	0,0	6,4	0,0
<b>58</b>	82,2	0,0	85,0	23,5	64,5	35,2
<b>86</b>	89,3	52,0	91,5	65,8	89,2	81,9

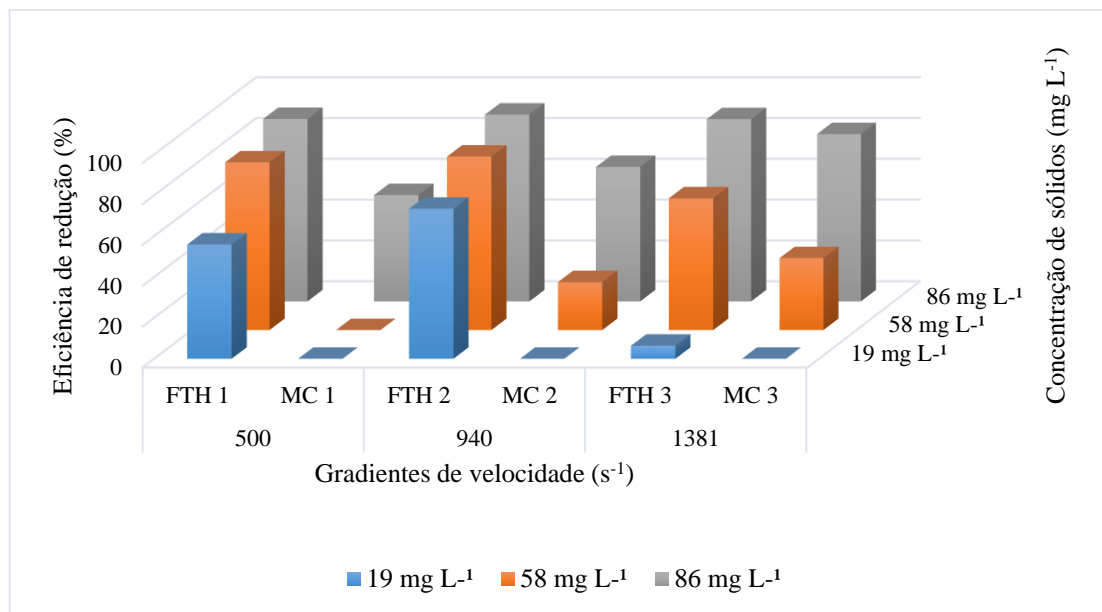
Figura 20 - Eficiências de redução da turbidez observadas nas unidades de MC e FTH para as três concentrações de sólidos ( $19, 58$  e  $86 \text{ mg L}^{-1}$ ) e gradientes de velocidade ( $500$  e  $1381 \text{ s}^{-1}$ ).



Na Figura 21 pode ser observado que o modelo do floclador, ou seja, o tipo de mistura, influencia na redução da turbidez das três concentrações de amostra sintética. A maior eficiência na redução da turbidez da amostra de  $86 \text{ mg L}^{-1}$  de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  foi de 91,5% no FTH 2, enquanto o MC 2, nas mesmas condições, apresentou eficiência de 65,8%, ou seja, a mistura em fluxo de pistão foi 25,7% mais eficaz do que a mistura completa.

O MC 3 teve a melhor eficiência de redução dentre todas as condições aplicadas nas unidades de mistura completa. A redução foi de 81,9%, o que pode significar que para a concentração de 86 mg L<sup>-1</sup> de Fe(OH)<sub>3</sub>, o conjunto das variáveis tempo de detenção hidráulica, gradiente de velocidade (1381 s<sup>-1</sup>) e concentração de floculante atuaram de forma satisfatória.

Figura 21 - Eficiências de redução da turbidez observadas nas unidades de MC e FTH para as três concentrações de sólidos (19, 58 e 86 mg L<sup>-1</sup>) e gradientes de velocidade (500, 940 e 1381 s<sup>-1</sup>).



Vigneswaran e Setiadi (1986) compararam o comportamento dos floculadores tubulares helicoidais com o comportamento da floculação em teste de jarros operando sob condições análogas, utilizando como modelo de sólidos uma suspensão de caulinita (50 e 100 mg L<sup>-1</sup>) e sais de alumínio como agente coagulante. Foram realizados experimentos com os gradientes de velocidade de 25, 50, 70 e 90 s<sup>-1</sup> e verificaram que as variações no gradiente de velocidade praticamente não influenciaram a turbidez final do floculador tubular helicoidal. Entretanto, no teste de jarros, quanto maior o gradiente, maior foi a turbidez remanescente. Além disto, os dois modelos de floculadores apresentaram o mesmo efeito no tamanho final dos flocos: quanto maior o gradiente de velocidade, menor o tamanho final dos agregados, influenciando assim na velocidade de sedimentação. No estudo, os autores verificaram que os flocos formados no floculador tubular helicoidal apresentaram-se maiores do que os formados no teste de jarros e atingiram seu tamanho máximo em um menor tempo de floculação.



Hameed, Muhammed e Sapre (1995) compararam os resultados de redução de turbidez utilizando um floculador hidráulico com configuração helicoidal e um floculador mecanizado, e verificaram que os valores de turbidez remanescentes são semelhantes. Na floculação mecanizada a turbidez residual mínima permaneceu em torno de 5% inferior à atingida no floculador helicoidal. Porém, para conseguir esse resultado, foi necessária a aplicação de um número de Camp de 26000 para o floculador mecanizado, sendo que para o floculador helicoidal foi necessário um valor de 5000. Essa diferença, segundo os autores, evidencia uma boa redução dos sólidos suspensos, com reduzido tempo de detenção hidráulica nos floculadores helicoidais.

Ainda sobre a relação entre eficiência de floculação e gradiente de velocidade, para os floculadores tubulares helicoidais, os autores Grohmann et al. (1981) e Elmaleh e Jabbouri (1991), trataram de gradientes até  $200 \text{ s}^{-1}$  e obtiveram eficiências satisfatórias com gradientes nesta faixa, principalmente para valores menores que  $100 \text{ s}^{-1}$ . Pelissari (2006) estudou valores de gradiente até  $1700 \text{ s}^{-1}$ , e os floculadores que apresentaram melhores eficiências possuíam gradientes de velocidade entre 28 e  $114 \text{ s}^{-1}$ . Silva (2007) visualizou também que existe uma faixa ótima de gradiente ( $G < 200 \text{ s}^{-1}$ ) onde a eficiência do processo de floculação gira em torno de 80 e 90%. Os resultados obtidos por estes autores estão de acordo com as menores velocidades de sedimentação e menores remoções de turbidez e cor apresentarem-se no gradiente de velocidade de  $1381 \text{ s}^{-1}$  no presente estudo.

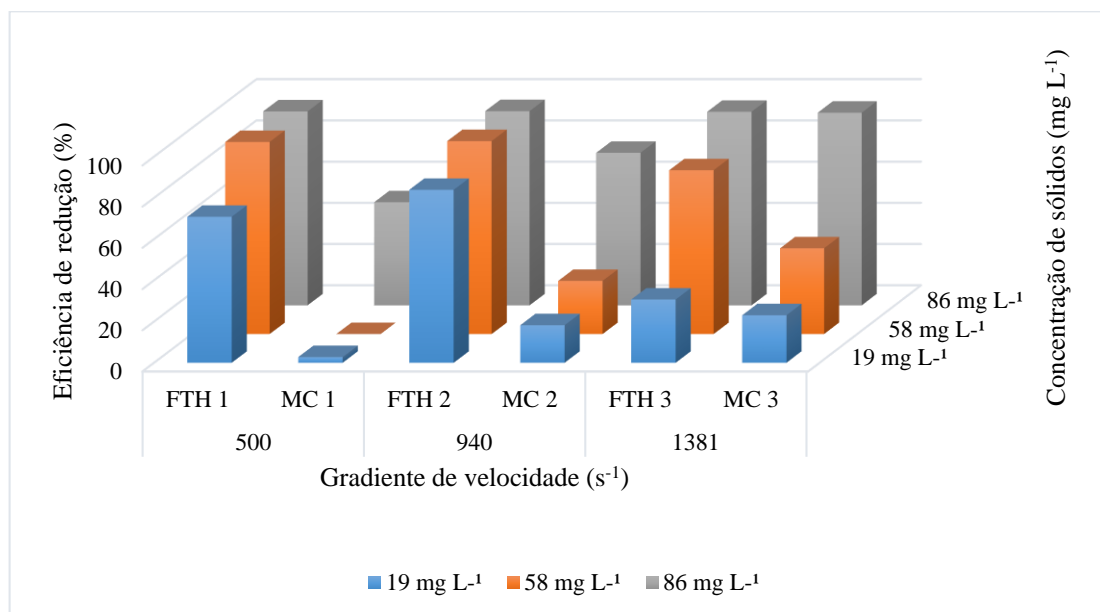
As eficiências de redução de cor na amostra sintética são mostradas na Tabela 10 e Figura 22. Novamente os floculadores tubulares helicoidais apresentaram maiores eficiências, sendo de 84, 93 e 94% com o gradiente de velocidade de  $940 \text{ s}^{-1}$  para as concentrações de 19, 58 e  $86 \text{ mg L}^{-1}$  de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$ , respectivamente. Dentre os floculadores de mistura completa, o MC 3 possibilitou a redução da cor em 93,5% da amostra de  $86 \text{ mg L}^{-1}$ .

Os floculadores de mistura completa nos maiores gradientes de velocidade proporcionaram maior redução de cor, seguindo a mesma tendência observada na redução da turbidez. Enquanto o maior gradiente de velocidade aplicado nos FTH resultou numa redução cor inferior quando comparado aos demais gradientes estudados na mistura de fluxo pistonado.

Tabela 10 - Eficiência de redução de cor no diferentes modelos de floclador e seus respectivos gradientes de velocidade (500, 940 e 1381  $s^{-1}$ ) e concentração de sólidos (19, 58 e 86  $mg L^{-1}$ ).

Concentração de sólidos ( $mg L^{-1}$ )	Eficiência de redução de cor (%)					
	500 $s^{-1}$		940 $s^{-1}$		1381 $s^{-1}$	
	FTH 1	MC 1	FTH 2	MC 2	FTH 3	MC 3
<b>19</b>	70,8	2,8	83,9	18,2	30,7	23,1
<b>58</b>	93,2	0,0	93,6	25,8	79,5	41,6
<b>86</b>	94,1	50,0	94,2	74,0	93,9	93,5

Figura 22 - Eficiências de redução da cor observadas nas unidades de MC e FTH para as três concentrações de sólidos (19, 58 e 86  $mg L^{-1}$ ) e gradientes de velocidade (500, 940 e 1381  $s^{-1}$ ).

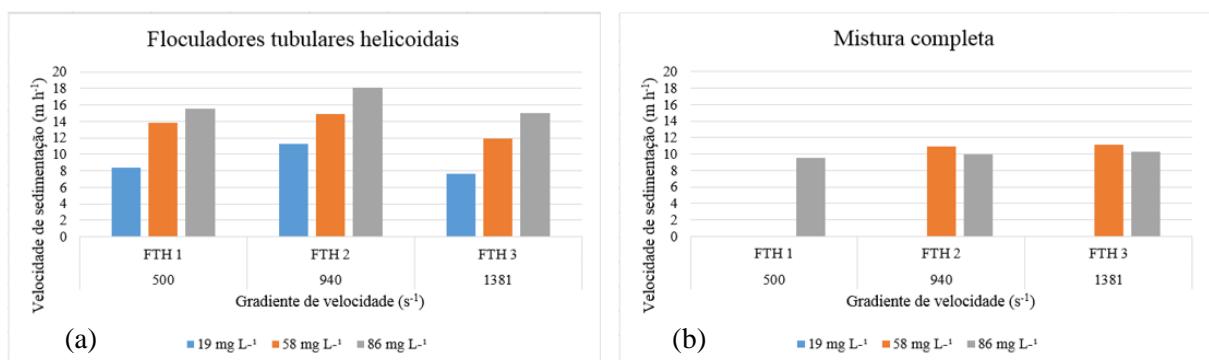


Entre os flocladores tubulares helicoidais nas concentrações 58 e 86  $mg L^{-1}$  a variação do gradiente de velocidade na redução cor não foi expressiva, mas na concentração de 19  $mg L^{-1}$  houve uma queda de 40,1% na redução de cor com a aplicação do gradiente de velocidade 1381  $s^{-1}$  quando comparado ao de 500  $s^{-1}$ . Como a concentração de 19  $mg L^{-1}$  é considerada uma baixa concentração de sólidos, os flocos formados nessas condições de floclação tendem a ser menos resistentes, e devido ao alto gradiente de velocidade, houve a ruptura destes flocos.

### 5.2.4 Efeito da concentração de sólidos

Em todos os ensaios de velocidade de sedimentação em função da concentração de sólidos realizados com os floculadores tubulares helicoidais foi verificado que a velocidade de sedimentação dos flocos é favorecida com o aumento da concentração de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  para todos os gradientes de velocidade estudados (Figura 23 a). O mecanismo predominante nesse processo, parece ser o arraste hidráulico, onde uma “malha” é criada pelos flocos maiores que capturam e arrastam os flocos menores (CARISSIMI, 2003). Já para as unidades de mistura completa, a concentração de sólidos que mais favoreceu moderadamente a velocidade de sedimentação foi a de  $58 \text{ mg L}^{-1}$  (Figura 23 b). Esse mecanismo pode ser elucidado pelo fato de que o excesso de sólidos pode limitar o tamanho e densidade dos flocos, refletindo em sua velocidade de sedimentação.

Figura 23 - Velocidade de sedimentação dos flocos em função do gradiente de velocidade e da concentração de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  nos floculadores tubulares helicoidais e floculadores de mistura completa.



A velocidade de sedimentação para a concentração de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  de  $19 \text{ mg L}^{-1}$  não pode ser medida devido a ineficiência na formação de flocos e para a concentração de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  de  $58 \text{ mg L}^{-1}$  não houve a formação de flocos ou estes foram muito pequenos, com velocidades de sedimentação abaixo de  $7,6 \text{ m h}^{-1}$ , o que impossibilitou a medida visual do tempo de sedimentação.

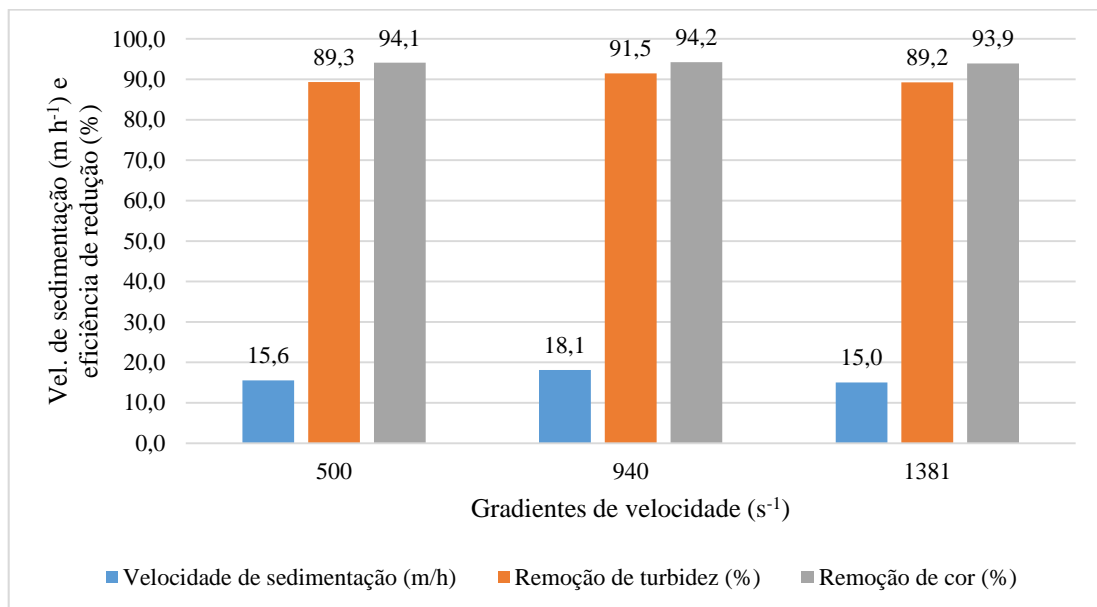
No estudo de Carissimi (2003) verificou-se a variação da eficiência de sedimentação em função da concentração inicial de sólidos suspensos na amostra sintética a ser tratada, sendo este parâmetro diretamente relacionado com a turbidez inicial do fluido estudado. Para todas as vazões estudadas, a velocidade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

### 5.2.5 Análise de correlação

A análise de correlação permitiu identificar os coeficientes de relação entre turbidez e cor, turbidez e velocidade de sedimentação e cor e velocidade de sedimentação. O coeficiente de correlação entre a turbidez e a cor aparente foi de 97,12%, o que indica uma correlação muito forte, ou seja, são diretamente proporcionais e isto pode ser observado nas Figuras 23 e 24.

Os coeficientes de correlação entre turbidez remanescente e velocidade de sedimentação e cor e velocidade de sedimentação foram -81,66% e -66,85%, respectivamente, que indicam uma correlação negativa forte e uma correlação negativa moderada. Quanto maior a velocidade de sedimentação dos flocos, menor a turbidez e cor remanescentes. Esta análise de correlação foi realizada para os ensaios utilizando a amostra sintética na concentração de 86 mg L<sup>-1</sup> e pode ser observada na Figura 24.

Figura 24 - Comportamento das variáveis velocidade de sedimentação (m h<sup>-1</sup>), e eficiência de redução de turbidez e cor (%) nos ensaios de floculação com FTH utilizando a amostra sintética na concentração de 86 mg L<sup>-1</sup>.



## 6 CONCLUSÃO

A execução deste estudo permitiu as seguintes conclusões:

- Para todos os ensaios realizados com o emprego do polímero catiônico Novaflok P-2900, foram observados que nos flocluladores tubulares helicoidais o maior gradiente de velocidade ( $1381 \text{ s}^{-1}$ ) prejudicou a formação dos flocos, resultando numa menor velocidade de sedimentação dos flocos e menor remoção de turbidez e cor. Nesse modelo de floclulador, altos valores do gradiente de velocidade ocasionam a ruptura dos agregados. Para as unidades de mistura completa, o aumento do gradiente de velocidade favoreceu a formação dos flocos, aumentando a velocidade de sedimentação, a remoção de turbidez e da cor, possivelmente devido ao número de Camp, que para baixos tempos de detenção hidráulica demanda uma maior energia de dissipação da turbulência.
- O floclulador tubular helicoidal mostrou desempenho superior na geração de flocos às unidades de mistura completa. Os resultados foram avaliados considerando a velocidade de sedimentação dos flocos, a turbidez e cor residual do sobrenadante. Confirma-se assim, que o gradiente de velocidade influencia na agregação de partículas nas unidades de fluxo pistonado e unidades de mistura completa, considerando o curto tempo de detenção hidráulica (10 à 20 segundos).
- Para as unidades de mistura completa com o floclulador MC 1, MC 2 e MC 3 na concentração de  $19 \text{ mg L}^{-1}$  de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  e MC 3 na concentração de  $58 \text{ mg L}^{-1}$ , o tempo teórico de detenção hidráulica foi insuficiente para permitir a agregação de flocos.
- A maior velocidade de sedimentação dos flocos foi de  $18 \text{ m h}^{-1}$  obtida no FTH 2, com gradiente de velocidade de  $940 \text{ s}^{-1}$  e concentração de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  de  $86 \text{ mg L}^{-1}$ , enquanto que para a unidade de mistura completa MC 2 a velocidade de sedimentação foi de  $10 \text{ m h}^{-1}$ .
- Na clarificação os flocluladores tubulares helicoidais atingiram uma redução de 91,5% da turbidez, enquanto as unidades de mistura completa reduziram 65,8% da turbidez, aplicando o gradiente de velocidade de  $940 \text{ s}^{-1}$  e concentração de sólidos de  $86 \text{ mg L}^{-1}$ . Evidenciando a influência do gradiente de velocidade no FTH 2, pois este apresentou eficiência 25,7% superior ao MC 2. Nos FTH a maioria dos ensaios apresentou redução da turbidez acima de 80%, exceto com a menor concentração de sólidos ( $19 \text{ mg L}^{-1}$ ), enquanto na mistura completa, apenas o MC 3, com

gradiente de velocidade de  $1381 \text{ s}^{-1}$  e concentração de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  de  $86 \text{ mg L}^{-1}$  apresentou redução de 81,9%. As unidades de mistura completa apresentaram maiores reduções da turbidez nos maiores gradientes, podendo haver relação com a aplicação do número de Camp.

- A melhor eficiência de redução de cor foi 94,2% nos flocladores tubulares helicoidais e 74% nas unidades de mistura completa, com a aplicação do gradiente de velocidade de  $940 \text{ s}^{-1}$  e concentração de  $86 \text{ mg L}^{-1}$  de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$ , totalizando uma eficiência do FTH de 20,2% superior ao MC, sob as mesma condições de operação. Nos FTH a maioria dos ensaios apresentou redução da cor acima de 90%, exceto com a concentração de sólidos de  $19 \text{ mg L}^{-1}$ , enquanto na mistura completa, apenas o MC 3, com gradiente de velocidade de  $1381 \text{ s}^{-1}$  e concentração de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  de  $86 \text{ mg L}^{-1}$  apresentou redução de 93,5%.
- Nos ensaios de velocidade de sedimentação realizados com os flocladores tubulares helicoidais foi verificado que a velocidade de sedimentação dos flocos é favorecida com o aumento da concentração de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  para todos os gradientes de velocidade estudados, devido ao arraste hidráulico. Já para as unidades de mistura completa, a concentração de sólidos que mais favoreceu a velocidade de sedimentação foi a de  $58 \text{ mg L}^{-1}$ . Esse mecanismo pode ser elucidado pelo fato de que o excesso de sólidos pode limitar o tamanho e densidade dos flocos, refletindo em sua velocidade de sedimentação.
- A velocidade de floclação está correlacionada com a velocidade de sedimentação dos flocos, a turbidez e cor residual do sobrenadante.

## 7 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Embora o gradiente de velocidade seja um parâmetro muito utilizado na avaliação da floculação (BRATBY et al., 1977; BRIDGEMAN et al., 2010), Carissimi et al. (2007) consideram que este não é um parâmetro suficiente para caracterizar a floculação em FTH, pois não abrange todos os efeitos hidrodinâmicos locais existentes no escoamento em unidades deste tipo. Recomenda-se que para um estudo mais aprofundado seja empregada modelagem fluidodinâmica computacional como os estudos realizados por Sartori (2006), Oliveira (2014); Sartori (2015) e Vaneli (2016) para o aperfeiçoamento dos modelos de desempenho dos floculadores tubulares helicoidais, além de estudos dos parâmetros de torção e curvatura em floculadores tubulares helicoidais (CARISSIMI et al., 2018).

Recomenda-se a avaliação da dimensão fractal dos agregados por meio de análise de imagens, para um melhor entendimento da influência do gradiente de velocidade na formação dos agregados em unidades de mistura completa e fluxo pistonado.

## REFERÊNCIAS

- AKERS, R. J.; RUSHTON, A. G.; STENHOUSE, J. I. T. Flocculation: the dynamic response of the particle size distribution in a flocculated suspension to a step change in turbulent energy dissipation. **Chemical Engineering Science**, v. 42, n. 4, p. 787-798, 1987.
- AL-HASHIMI, M. A. I.; ASHJYAN, A. S. K. Effectiveness of helical pipes in the flocculation process of water. **Filtration and separation**, v. 26, n. 6, p. 422-429, 1989.
- AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION (APHA). **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**, 2012.
- ARBOLEDA VALENCIA, J. A. Teoría, diseño y control de los procesos de clarificación del agua. In: **OPS Serie Técnica**, 13. Lima: CEPIS, 1973. Disponível em: <<http://www.bvsde.paho.org/bvsacd/scan/002320/002320.htm>>. Acesso em: nov. de 2016.
- ARGAMAN, Y. Pilot-Plant Studies of flocculation. **Journal AWWA**, v. 63, n. 12, p. 775-777, 1971.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). **NBR 12216/1992**. Projeto de estação de tratamento para abastecimento público. Rio de Janeiro, 1992.
- BHOLE, A. G. Performance of static flocculators. **Water science and technology**, v. 27, n. 10, p. 181-194, 1993.
- BINNIE, C.; KIMBER, M.; SMETHURST, G. **Basic Water Treatment**. 3. ed. London: Thomas Telford. 291 p., 2002.
- BRASIL. Ministério da Saúde. Portaria 2.914, 112 de dezembro de 2011. Dispõe sobre os procedimentos de controle e de vigilância da qualidade da água para consumo humano e seu padrão de potabilidade. **Diário da União**, Brasília, DF, 14 nov. 2011. Disponível em: <[http://www.saude.mg.gov.br/index.php?option=com\\_gmg&controller=document&id=8014](http://www.saude.mg.gov.br/index.php?option=com_gmg&controller=document&id=8014)>. Acesso em: out. 2016.
- BRATBY, J. **Coagulation and flocculation**. England: Uplands Press Ltd. 354 p., 1980.
- BRATBY, J.; MILLER, M. W. Design of flocculation systems from batch test data. **Water South Africa**. v. 3, n. 4, p. 173 – 182, 1977.
- BRIDGEMAN, J.; JEFFERSON, B.; PARSONS, S. A. The development and application of CFD models for water treatment flocculators. **Advances in Engineering Software**, v. 41, n. 1, p. 99-109, 2010.
- CAMP, T. R.; STEIN, P. C. **Velocity gradient and internal work in fluid motion**. J. Boston Soc. Civil. Engs, 30, 1943.
- CARISSIMI, E. **Desenvolvimento do reator gerador de flocos (RGF): aspectos teóricos e aplicações no tratamento e reuso de águas e efluentes**. 2007. Tese (Doutorado em Engenharia de Minas, Metalúrgica e dos Materiais)- Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2007.



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

CARISSIMI, E.; MILLER, Jan D.; RUBIO, J. Characterization of the high kinetic energy dissipation of the Floccs Generator Reactor (FGR). **International Journal of Mineral Processing**, v. 85, n. 1-3, p. 41-49, 2007.

CARISSIMI, E.; RUBIO, J. Polymer-bridging flocculation performance using turbulent pipe flow. **Minerals Engineering**, v. 70, p. 20-25, 2015.

CARISSIMI, E.; RUBIO, J. Advances in particulates aggregation–flotation separation. In: **Proceedings in Centenary of Flotation Symposium**, Brisbane, Australia. 2005. p. 415-423.

CARISSIMI, E.; SANAGIOTTO, D. G.; CAMAÑO-SCHETTINI, E. B.; RUBIO, J. Revisiting Coiled Flocculator Performance for Particle Aggregation. **Water Environment Research**, v. 90, n. 4, p. 322-328, 2018.

CESTARI, J. L. **Estudo hidrodinâmico de floculadores mecanizados aplicados ao tratamento de água.** 2011. Dissertação (mestrado) – Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2011.

CESTARI, J. L.; MATSUMOTO, T., DALL'AGLIO SOBRINHO, M., & LIBÂNIO, M. Avaliação hidrodinâmica de unidade piloto de floculação mecanizada. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, p. 95-106, 2012.

CIONCOLINI, A., SANTINI, L. An experimental investigation regarding the laminar to turbulent flow transition in helically coiled pipes. **Experimental Thermal and Fluid Science**, 30, pp. 367-380, 2006.

COTA, R. da S. **Hidrodinâmica e desempenho de filtros verticais plantados e não plantado com alimentação em pulso, empregados no tratamento de esgoto sanitário bruto.** 215f. Tese (Doutorado) – Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2011.

DI BERNARDO, L.; DANTAS, A. D. B.; VOLTAN, P. E. N. **Tratabilidade de água e dos resíduos gerados em estações de tratamento de água.** São Carlos: LDiBe, 2011.

DI BERNARDO, L.; DI BERNARDO, A.; PÁDUA, V. L. Redução do tempo de floculação em função do escalonamento do gradiente de velocidade. In: XXVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, Porto Alegre. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2000.

DI BERNARDO, L.; SABOGAL PAZ, L. P. **Seleção de tecnologias de tratamento de água.** São Carlos: LDiBe, v. 1, 2008.

ELMALEH, J.; JABBOURI, A. Flocculation energy requirement. **Water Research**, 25 (8), p. 939-943, 1991.

- GALIER S.; ISSANCHOU, S.; MOULIN, P.; CLIFTON, M. J.; APTEL, P. Electrochemical Measurement of Velocity Gradient at the Wall of a Helical Tube. **American Institute of Chemical Engineers**, 49 (8), p. 1972-1979, 2003.
- GREGORY, J. Flocculation in laminar tube flow. **Chemical engineering science**, v. 36. n. 11. p. 1789-1794, 1981.
- GREGORY, J. Flocculation test methods. **Effluent e water treatment journal**, v.23. p. 199-205, 1983.
- GREGORY, J. Laminar dispersion and the monitoring of flocculation processes. **Journal of Colloid and Interface Science**, 118 (2), p. 397-409, 1987.
- GROHMANN, A.; REITER, M.; WIESMANN, U. New flocculation units with high efficiency. **Water science and technology**, v. 13, n. 11/12, p. 567-73, 1981.
- HAARHOFF, J. Design of around-the-end hydraulic flocculators. **Journal of water supply: research and technology - AQUA**, v. 47. n. 3. p. 142-152, 1998.
- HAMEED, M. S.; MUHAMMED, T. J.; SAPRE, A. A. Improved technique for river water flocculation. **Filtration and separation**, v. 32. n. 1. p 63-68, 1995.
- KADLEC, H. R.; WALLACE, S. **Treatment wetlands**. 2. ed., Boca Raton, Florida: CRC Press, 1016 p., 2008.
- KUZ'KIN S. K.; NEBERA, V. P. Synthetic flocculants in dewatering processes. **National Lening for Science and Technology**, v. 1, 1966.
- LEE, K. E. et al. Development, characterization and the application of hybrid materials in coagulation/flocculation of wastewater: A review. **Chemical Engineering Journal**, v. 203, p. 370–386, 2012.
- LEVENSPIEL, O. **Engenharia das reações químicas**. Ed. Edgard Blücher Ltda, 3a. edição, São Paulo, 563 p., 1999.
- LIBÂNIO, M. **Fundamentos de qualidade e tratamento de água**. 3. ed. Campinas: Editora Átomo, 2010.
- LUO, L.; NGUYEN, A. V. A review of principles and applications of magnetic flocculation to separate ultrafine magnetic particles. **Separation and Purification Technology**, v. 172, p. 85-99, 2017.
- MCCONNACHIE, G. L.; LIU, J. Design of baffled hydraulic channels for turbulence-induced flocculation. **Water Research**, v. 34, n. 6, p. 1886-1896, 2000.
- METCALF & EDDY. Inc. **Wastewater Engineering treatment. Disposal Reuse**. 4. ed. New York, McGraw - Hill Book, 1815 p., 2003.

- MORENO, P. **Emprego de técnica dedicada de análise de imagem na avaliação do produto GT no desempenho da floculação.** 2015. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil e Ambiental)-Universidade Estadual Paulista, Bauru, São Paulo, 2015.
- OLIVEIRA, D. S. **Avaliação da eficiência de remoção de turbidez em função da variação do comprimento de floculadores tubulares helicoidais.** 2008. Dissertação (Mestrado em Ciências em Engenharia Ambiental)-Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2008.
- OLIVEIRA, D. S. **Proposição de modelo de previsão de desempenho de unidades de floculação tubulares helicoidais.** Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, 2014.
- PELLISSARI, L. M. T. **Influência de parâmetros de projeto no desempenho do floculador tubular helicoidal aplicado ao tratamento de água de abastecimento.** 2006. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental)- Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2006
- RADOIU, M. T. et al. Preparation of polyelectrolytes for wastewater treatment. **Journal of Hazardous Materials**, v. 106, n. 1, p. 27–37, 2004.
- RICHTER, C. A. **Água: métodos e tecnologia de tratamento.** São Paulo: Blucher, 2009.
- RICHTER, C. A.; AZEVEDO NETTO, J. M. **Tratamento de água: tecnologia atualizada.** São Paulo: Blucher, 1991.
- SAMARAS, K.; ZOUBOULIS, A.; KARAPANTSIOS, T.; KOSTOGLU, M. A CFD-based simulation study or a large scale flocculation tank for potable water treatment. **Chemical engineering journal**. v. 162, n. 1, 2010.
- SARTORI, M. **Análise das deformações viscosas e da segregação de fases em floculadores tubulares helicoidais e suas relações com a razão de curvatura.** Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, 2015.
- SARTORI, M. **Caracterização Hidrodinâmica de Floculadores Tubulares Helicoidais por Meio de Simulação Numérica Tridimensional.** 2006. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental)- Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2006.
- SASSAKI, R. A. **Distribuição de tempos de residência em sistemas alimentados com vazão variável.** 2005. 89 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2005.
- SCHNEIDER, I. A. H. **Tratamento primário de um efluente contendo proteínas de soja por flotação por ar dissolvido e sedimentação.** Dissertação de Mestrado em Engenharia, Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e dos Materiais da UFRGS, 120 p., 1991.
- SILVA, R. C. **Avaliação da Influência da geometria e Dinâmica do escoamento de Floculadores Tubulares Helicoidais na Redução de Turbidez, utilizando Modelagem Física.** 2007. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental)- Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2007.

- SCHWOYER, W. L. K. **Polyelectrolytes for water and wastewater treatment**. CRC Press Inc., Boca Raton, Florida, 275 p., 1981.
- SINCERO, A. P.; SINCERO, G. A. **Physical-chemical treatment of water and wastewater**. IWA, USA, 832 p., 2003.
- SINDALL, R.; BRIDGEMAN, J.; CARLIELL-MARQUET, C. Velocity gradient as a tool to characterise the link between mixing and biogas production in anaerobic waste digesters. **Water Science & Technology**, v. 67, n. 12, p. 2800-2806, 2013.
- SOUZA, M. G. **Estudo do comportamento hidráulico e hidrodinâmico de floculadores hidráulicos de escoamento horizontal**. 2005. 140f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental)-Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2005.
- STANLEY, S. J.; SMITH, D. W. Measurement of turbulent flow in standard jar test apparatus. **Journal of environmental engineering**. v. 121, n. 12, p. 902-910, 1995.
- THIRUVENKATACHARI, R.; NGO, H. H.; HAGARE, P. VIGNESWARAN, S.; BEN AIM, R. Flocculation-cross-flow microfiltration hybrid system for natural organic matter (NON) removal using hematite as a flocculent. **Desalination**, v. 147. n. 1-3. p. 83-88, 2002.
- THOMAS, D. N.; JUDD, S. J.; FAWCETT, N. Flocculation modelling: a review. **Water Research**, 33 (7), p. 1579-1592, 1999.
- VANELI, B. P. **Aperfeiçoamento de modelo de estimativa da eficiência de remoção de turbidez em floculadores tubulares helicoidais: compreensão da física do processo e sua inter-relação com a eficiência de tratamento**. 2016. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2016.
- VIANNA, M. R. **Hidráulica aplicada às estações de tratamento de água**. 4. ed. Belo Horizonte: Imprimatur, 2002.
- VIGNESWARAN, S.; SETIADI, T. Flocculation study on spiral flocculator. **Water, Air and Soil Pollution**. v. 29, n. 2, p. 165-188, 1986.
- VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Lagoas de estabilização**, v. 3. 2a Edição Ampliada. Belo Horizonte (MG), DESA/UFMG, 2006.
- WEBSTER, D. R.; HUMPHREY, J. A. C. Traveling wave instability in helical coil flow. **Physics of Fluids**, 9 (2), pp. 407-418, 1997.
- YAMAMOTO, K.; ARIVOWO, A.; HAYAMIZU, Y.; HIROSE, T.; KAWAHARA, K. Visualization of the flow in a helical pipe. **Fluid Dynamics Research**, 30, p. 251-267, 2002.
- YU, B.; ZHENG, B.; LIN, C. X.; PEÑA, O. J.; EBADIAN, M. A. Laser Doppler anemometry measurements of laminar flow in helical pipes. **Experimental thermal and fluid science**, v. 27. n. 8. p. 855-865, 2003.

ZHANG, X.H.; ZHONG, R.S.; LI, X.Y.; LAM, K.M.; XIAO, F. PIV characterisation of flocculation dynamics and floc structure in water treatment. **Colloids and Surfaces A: Physicochem. Eng. Aspects**, 379, 27–35, 2011.