

MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO
UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL

Escola de Engenharia

Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais –

PPGEM

REATOR GERADOR DE FLOCOS – RGF: CONCEPÇÃO E
DESENVOLVIMENTO BÁSICO

Elvis Carissimi

Dissertação para obtenção do título de Mestre em Engenharia

Porto Alegre

2003

MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO
UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL

Escola de Engenharia

Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais –

PPGEM

REATOR GERADOR DE FLOCOS – RGF: CONCEPÇÃO E
DESENVOLVIMENTO BÁSICO

Elvis Carissimi

Engenheiro Civil

Trabalho realizado no Laboratório de Tecnologia Mineral e Ambiental (LTM) do Departamento de Engenharia de Minas (DEMIN) e do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais (PPGEM), como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia.

Área de Concentração: Metalurgia Extrativa e Tecnologia Mineral

Porto Alegre

2003

Esta Dissertação foi julgada adequada para obtenção do título de Mestre em Engenharia, área de concentração em Metalurgia Extrativa e Tecnologia Mineral e aprovada em sua forma final pelo Orientador e pela Banca Examinadora do Curso de Pós-Graduação.

Orientador: Prof. Dr. Jorge Rubio

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Armando Corrêa de Araújo – UFMG

Prof. Dr. Diosnel Antônio Rodriguez López – UNISC

Prof. Dr. Ivo André Homrich Schneider – DEMET – UFRGS

Prof. Dr. Carlos Arthur Ferreira

Coordenador do PPGEM

Aos meus pais,

Felix e Inês

AGRADECIMENTOS

Gostaria de agradecer a todos que colaboraram na forma de orientação, auxílio, compreensão e estímulo, pois foram fundamentais na realização desta dissertação.

- Ao Professor Jorge Rubio, pela orientação, dedicação, paciência, amizade e apoio técnico. Sou grato e orgulhoso por ter sido seu aluno de mestrado, e por todo o aprendizado, amadurecimento e crescimento como indivíduo que me proporcionou ao longo desse período.
- Ao Prof. Ivo André H. Schneider, pela inclusão no meio científico como aluno de iniciação científica.
- À Universidade Federal do Rio Grande do Sul, pela completa infra-estrutura oferecida e qualidade de recursos, ao PPGEM e ao DEMIN.
- Ao CNPq pelo apoio financeiro.
- Aos colegas, professores e pesquisadores do Laboratório de Tecnologia Mineral e Ambiental (LTM-UFRGS), pelas sugestões, contribuições técnicas e excelente ambiente de trabalho.
- À professora Ziza (minha companheira nos serões do LTM) e à Eng. Solange, pela ajuda, conhecimento e disponibilidade.
- Ao Eng. Dr. Jailton Joaquim da Rosa, por todas as contribuições e críticas feitas ao meu trabalho.
- À amizade das Profas. Liliana e Kátia, pelo incentivo e apoio.
- Aos engenheiros e colegas mestrados do LTM, Alexandre Englert, Fábio Nascimento, Denise Nunes, Fabiano Capponi, Elves Matiolo; e aos doutorandos Cristina Alfama, Maria Luiza, Rafael Rodrigues e Fabiana Tessele (IPH), por suas contribuições e por me aturarem.
- Aos meus queridos bolsistas de IC do LTM, Láuren Brondani e Sílvio Gobbi, meus agradecimentos pela dedicação, assiduidade, pontualidade e ajuda na parte experimental.

SUMÁRIO

Lista de Figuras	iv
Lista de Tabelas	vii
Lista de Símbolos	viii
Resumo	x
Abstract.....	xii
1 INTRODUÇÃO	1
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	3
2.1 Importância do processo de agregação	3
2.2 Estabilidade de colóides	4
2.3 Desestabilização de sistemas coloidais.....	6
2.3.1 Desestabilização com sais inorgânicos.....	6
2.3.2 Desestabilização com tensoativos	7
2.3.3 Desestabilização por aglomeração oleosa	7
2.3.4 Desestabilização com polímeros aquassolúveis	8
2.4 Caracterização dos agregados	10
2.4.1 Resistência	11
2.4.2 Dimensão fractal.....	11
2.4.3 Velocidade de sedimentação	13
2.4.4 Velocidade de ascensão (flocos aerados).....	15
2.5 Reatores	17
2.5.1 Tipos de Reatores	18
2.5.2 Modelo de dispersão	19
2.5.3 Condições hidrodinâmicas na agregação.....	20
2.6 Floculadores.....	22

2.6.1	Floculadores hidráulicos.....	23
2.6.2	Floculadores mecânicos.....	30
2.6.3	Floculadores pneumáticos ou floculação assistida por ar.....	32
3	EXPERIMENTAL.....	35
3.1	Materiais	35
3.1.1	Reagentes.....	35
3.1.2	Equipamentos	35
3.2	Métodos de caracterização do processo.....	38
3.2.1	Análises	38
3.2.2	Estudos com flocos não aerados	40
3.2.3	Estudos com flocos aerados.....	41
3.2.4	Estudo do regime hidrodinâmico do RGF	42
3.3	Parâmetros de avaliação	43
4	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	44
4.1	Concepção, projeto, construção e montagem do Reator Gerador de Flocos (RGF).....	44
4.2	Estudos de geração e caracterização de flocos não aerados	47
4.2.1	Efeito do tipo de floculante	48
4.2.2	Efeito do tipo de RGF empregado	48
4.2.3	Efeito da concentração do floculante	51
4.2.4	Efeito da vazão de alimentação	52
4.2.5	Efeito da concentração de sólidos	55
4.2.6	Caracterização dos flocos	56
4.3	Estudos de geração e caracterização de flocos aerados (foco-flotação)..	58
4.3.1	Efeito do tipo de RGF empregado	59
4.3.2	Efeito da concentração de sólidos	61

4.3.3	Efeito de variáveis operacionais	61
4.3.4	Caracterização dos flocos aerados	63
4.4	Caracterização do regime hidrodinâmico do RGF	64
4.5	Vantagens do emprego do RGF	66
5	CONCLUSÕES.....	67
6	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	69
7	REFERÊNCIAS.....	70

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Representação esquemática do modelo da dupla camada elétrica e dos planos de adsorção. (Fonte: http://www.zeta-meter.com/redchile.pdf . Acesso em: jun. 2002).....	5
Figura 2. Estágios dos mecanismos envolvidos na agregação de partículas por floculação.	10
Figura 3. Representação da estrutura fractal de um floco.	13
Figura 4. Floculador hidráulico do tipo chicanas.	24
Figura 5. Floculador Helicoidal, (a) Vista em corte e (b) vista em planta.	25
Figura 6. Floculador do tipo Alabama.	26
Figura 7. Floculador do tipo Cox.	27
Figura 8. Floculador do tipo bandejas perfuradas.	28
Figura 9. Floculador de meio poroso.	29
Figura 10. Diferentes arranjos de agitadores do tipo palhetas.	30
Figura 11. Agitador do tipo turbina (a) e do tipo hélice (b).	31
Figura 12. Sistema semipiloto montado para avaliação da eficiência de geração de flocos do RGF (a); e, vaso saturador (b).	36
Figura 13. Sistema utilizado para geração de flocos com o emprego do RGF.	38
Figura 14. Unidades de separação dos flocos gerados no RGF. Sedimentação (a) e flotação com injeção de microbolhas (b).	42
Figura 15. Dispersão da amostra num sistema tubular retilíneo.	46
Figura 16. Modelo de fluxo radial em reator tubular helicoidal.	46
Figura 17. Reator Gerador de Flocos (RGF).	47
Figura 18. Velocidade de sedimentação dos flocos em função da vazão de alimentação e do tipo de reator. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg.L}^{-1}$, $[\text{Mafloc 490C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$	50
Figura 19. Formação e crescimento dos flocos ao longo do RGF. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg.L}^{-1}$, $[\text{Mafloc 490C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$; vazão de alimentação = 3 L.min^{-1} , RGF 3, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$	50

- Figura 20. Velocidade de sedimentação dos flocos em função da concentração do polímero flocculante Mafloc 490C. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg.L}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$. Ensaio no RGF: vazão de alimentação = 3 L.min^{-1} , RGF 3. Ensaio Jar Test: 1 minuto a 120 rpm e 5 minutos a 30 rpm. 52
- Figura 21. Velocidade de sedimentação dos flocos em função da vazão de alimentação. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg.L}^{-1}$, $[\text{Mafloc } 490\text{C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$, RGF 3. 53
- Figura 22. Velocidade de sedimentação dos flocos em função do tempo de residência. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg.L}^{-1}$, $[\text{Mafloc } 490\text{C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$, RGF 3. 53
- Figura 23. Turbidez residual do sobrenadante em função do tempo de sedimentação. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg.L}^{-1}$, $[\text{Mafloc } 490\text{C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$, RGF 3, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$ 54
- Figura 24. Volume de sólidos sedimentáveis em função do tempo de sedimentação. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg.L}^{-1}$, $[\text{Mafloc } 490\text{C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$, RGF 3, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$ 55
- Figura 25. Velocidade de sedimentação dos flocos em função da vazão de alimentação e da concentração de $\text{Fe}(\text{OH})_3$. Condições: $[\text{Mafloc } 490\text{C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$, RGF 3, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$ 56
- Figura 26. Densidade dos flocos em função do tamanho dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg.L}^{-1}$, $[\text{Mafloc } 490\text{C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$, RGF 3, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$ 57
- Figura 27. Dimensão fractal dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg.L}^{-1}$, $[\text{Mafloc } 490\text{C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$, RGF 3, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$ 58
- Figura 28. Formação dos flocos aerados ao longo do RGF. 59
- Figura 29. Velocidade de ascensão dos flocos em função da vazão de alimentação e do tipo de reator. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg.L}^{-1}$, $[\text{Mafloc } 490\text{C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$, $Q_r = 50\%$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$ 60
- Figura 30. Velocidade de ascensão dos flocos em função da vazão de alimentação e da concentração de $\text{Fe}(\text{OH})_3$. Condições: $[\text{Mafloc } 490\text{C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$, $Q_r = 50\%$, RGF 3, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$ 61
- Figura 31. Velocidade de ascensão dos flocos em função da pressão de saturação (P) e da razão de reciclo (Q_r). Condições: Vazão de alimentação = 3 L.min^{-1} , $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 120 \text{ mg.L}^{-1}$, $[\text{Mafloc } 490\text{C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$, RGF 3, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$ 62

Figura 32. Velocidade de ascensão dos flocos em função da razão ar/sólidos. Condições: Vazão de alimentação = 3 L.min ⁻¹ , [Fe(OH) ₃] = 120 mg.L ⁻¹ , [Mafloc 490C] = 5 mg.L ⁻¹ , RGF 3, pH 7,5 ± 0,5.	63
Figura 33. Diâmetro equivalente das bolhas em função da velocidade de ascensão.....	64
Figura 34. Curva de resposta do traçador ao longo do RGF. Condições: vazão de alimentação = 3 L.min ⁻¹ , [AM] = 10000 mg.L ⁻¹ ; RGF 3.....	65
Figura 35. Valores de G e Re em função da velocidade superficial no RGF.....	66

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Tipos de reatores empregados no tratamento de efluentes.	18
Tabela 2. Classificação geral dos flocladores.	23
Tabela 3. Principais vantagens e desvantagens dos flocladores hidráulicos.	29
Tabela 4. Principais vantagens e desvantagens dos flocladores mecânicos.	31
Tabela 5. Valores de G_{max} gerados por uma faixa de diâmetros de bolha (água a 20°C).	33
Tabela 6. Principais vantagens e desvantagens dos flocladores pneumáticos.	34
Tabela 7. Características dos reatores empregados na geração de flocos.	40
Tabela 8. Dimensões da coluna de flotação e da célula de ascensão empregadas na medida do tempo de ascensão dos flocos aerados.	42
Tabela 9. Valores típicos de G em função do tempo de residência.	45
Tabela 10. Avaliação de polímeros comerciais na floclação de precipitados coloidais de $Fe(OH)_3$	48
Tabela 11. Valores médios de velocidade de sedimentação em função da vazão de alimentação e do tipo de reator empregado.	49
Tabela 12. Valores médios de velocidade de ascensão em função da vazão de alimentação e do tipo de reator empregado.	60

LISTA DE SÍMBOLOS

RGF =	reator gerador de flocos
G =	gradiente de velocidade
Re =	número de Reynolds
d_F =	dimensão fractal de massa
PS =	plano de Stern
PIH =	plano interno de Helmholtz
PEH =	plano externo de Helmholtz
POE =	polióxido de etileno
PVA =	álcool polivinílico
RGD =	Rayleigh-Gans-Debye (modelo de varredura)
g =	aceleração gravitacional
D_p =	diâmetro partícula
D_f =	diâmetro do floco
r_s =	peso específico do sólido
r_f =	peso específico do fluido
r =	densidade do ar
m =	viscosidade do fluido
v_t =	velocidade terminal
v_a =	velocidade ascensional
C_d =	coeficiente de cisalhamento
FAD =	flotação por ar dissolvido
DQO =	demanda química de oxigênio
DBO =	demanda bioquímica de oxigênio
D =	coeficiente de dispersão axial

$u =$	velocidade do fluxo
$L =$	comprimento
$N =$	concentração de partículas
$t =$	tempo
$a =$	eficiência de colisão
$J =$	freqüência de colisão
$H_f =$	perda de carga
$\gamma =$	peso específico da água
$P =$	potência do motor
$V =$	volume da célula
rpm =	rotações por minuto
as =	razão ar/sólidos
$Q_{rec} =$	vazão de reciclo
$V_{ar} =$	volume teórico de ar dissolvido por litro de água
$Q_{alim} =$	vazão de alimentação
[sol] =	concentração de sólidos
$E =$	eficiência do saturador
PVC =	polivinil cloreto

RESUMO

O objetivo geral do presente trabalho foi a concepção e o desenvolvimento de um sistema compacto de floculação em linha, em escala semipiloto, com o aproveitamento da energia cinética do fluxo hidráulico para promover a agitação necessária à dispersão de um polímero floculante e a geração dos flocos ao longo de um reator tubular helicoidal. O sistema denominado de Reator Gerador de Flocos (RGF), foi desenvolvido para a geração de flocos aerados ou não (com o uso de um colóide de $\text{Fe}(\text{OH})_3$, como modelo) e uma poliacrilamida catiônica de alto peso molecular (Mafloc 490C). Foram testados 5 modelos diferentes de RGFs (variação no comprimento/volume) para a geração dos flocos em diferentes vazões de alimentação e foi selecionado o reator mais eficiente em termos de separação sólido/líquido. Os estudos de avaliação da eficiência de floculação do RGF foram realizados comparativamente através da caracterização dos flocos formados e do comportamento dos flocos numa etapa posterior de separação sólido/líquido. Nos ensaios de geração de flocos não aerados foram medidos o tempo de sedimentação, a turbidez do sobrenadante e o volume sedimentado em cone Imhoff. Ainda, análise fotográfica possibilitou a medição do tamanho dos flocos não aerados e através da correlação logarítmica com a massa dos mesmos, foi possível determinar a dimensão fractal (d_F) destes flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$. A eficiência na geração de flocos aerados no RGF com o emprego de microbolhas (diâmetros inferiores a $70 \mu\text{m}$) foi avaliada através da velocidade de ascensão dos flocos em uma célula cilíndrica fixa à uma coluna de flotação posterior ao RGF. Estudos de caracterização do regime hidráulico do reator com o emprego de traçadores (azul de metileno) e a determinação do gradiente de velocidade (G) e do número de Reynolds (Re) foram realizados. A curva de resposta do traçador apresentou um pico intenso e estreito, no perfil de velocidade investigado ($3\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$), caracterizando um fluxo do tipo pistão para o RGF. Ainda, um regime turbulento ($Re > 5000$) e um G de 1420 s^{-1} foram determinados. O RGF 3 (modelo 3, com $12\text{m}/1,2 \text{ L}$) apresentou a melhor eficiência na geração dos flocos, com e sem o emprego de microbolhas. Nos ensaios de sedimentação, os melhores resultados em termos de velocidade de separação foram obtidos nas seguintes condições experimentais: $4 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ de vazão de alimentação, $5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de Mafloc 490C, atingindo velocidade da ordem de $19 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$, turbidez residual de 1 NTU , e volume de sólidos sedimentáveis de $7 \text{ mL}\cdot\text{L}^{-1}$. As análises fotográficas permitiram estimar flocos com

diâmetros num intervalo entre 400 e 2000 μm . A partir do emprego da equação de sedimentação para fluxo laminar de Stokes, foi constatado o decréscimo da densidade flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ com o aumento do tamanho dos mesmos, atingindo um valor médio de $1019 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$. Um d_F de 2,98 foi obtido, caracterizando um floco esférico, de baixa porosidade e com estrutura densa. Os melhores resultados na velocidade de ascensão dos flocos aerados foram obtidos com os seguintes parâmetros: vazão de alimentação de $2 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$, concentração de $5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de Mafloc 490C, sendo obtidas velocidades na ordem de $112 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$. Esses flocos aerados ascendem com velocidades equivalentes à bolhas com diâmetros entre 185 e 240 μm (D_{50} entre 30-70 μm para as microbolhas individuais e isoladas). A alta velocidade de separação sólido/líquido obtida nos estudos com flocos aerados comparativamente com os flocos não aerados mostram claramente a viabilidade de emprego das microbolhas na separação por floculação-flotação (flutuação). Os resultados obtidos permitem prever um elevado potencial de aplicação em nível industrial do RGF, principalmente por apresentar um baixo tempo de residência, ausência de partes móveis (agitadores), pequena área ocupada, uma mistura do tipo pistão (ideal para floculação), ausência de curto-circuitos ou zonas mortas e um crescimento uniforme com elevada cinética na geração dos flocos.

ABSTRACT

The aim of the present work was to design, construct and set up a compact system of an in line flocculation, at a semi-pilot scale, which is assisted by the kinetic energy transfer of the hydraulic flow to promote the agitation required to disperse a flocculant polymer and generate flocs in a coiled tubular reactor. The system was named Flocs Generator Reactor (FGR) and it was developed for the generation of aerated or non aerated flocs (colloidal $\text{Fe}(\text{OH})_3$ was employed as model) and a high molecular weight cationic polyacrylamide (Mafloc 490C). Five (5) different models of FGRs were tested (variation in the length/volume) for the generation of aerated and non aerated flocs at different feed rates and one of them was selected following solid/liquid separation efficiency. Studies of comparative evaluation of the flocculation efficiency of the FGR were carried out through the characterization of the formed flocs and the behavior of the flocs in the solid/liquid separation stage. In the generation of the non aerated flocs the settling time, the turbidity of the supernatant and the formed sediment volume in an Imhoff cone were monitored. In addition, the photographic analysis allowed the measurement of the non aerated flocs size and through logarithmic correlation between their mass it was possible to determine the fractal dimension (d_f) of the flocs of $\text{Fe}(\text{OH})_3$. The efficiency of the generation of the aerated flocs in the FGR with the employment of microbubbles (diameters smaller than 70 μm) was monitored by the up-rising velocity of the flocs in a rising cell fixed to a flotation column immediately after the FGR. Studies were conducted of characterization of the hydraulic regime employing tracers (methylene blue) and the determination of the velocity gradient (G) and the Reynolds number (Re). The response curve of the tracer showed an intense and strict peak, in the feed rate studied (3 $\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$), characterizing a plug flow mixture. More, a turbulent regime ($Re > 5000$) and a G of 1420 s^{-1} were determined. The use of the FGR 3 (model 3, with 12m/1.2 L) presented higher efficiency in the generation of the flocs, with and without the use of microbubbles. The settling results showed that the best conditions, in terms of separation velocity, were obtained in the following experimental conditions: 4 $\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$ of feed rate, 5 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ of Mafloc 490C, reaching values in the order of 19 $\text{m}\cdot\text{h}^{-1}$, residual turbidity of 1 NTU, and volume of seattable solids of 7 $\text{mL}\cdot\text{L}^{-1}$. Photographic analyses allowed to measure flocs diameters in the interval between 400 to 2000 μm . Using the Stokes equation for laminar flow settling of particles, a decrease in density of the flocs of $\text{Fe}(\text{OH})_3$ was observed for an increase of its size, reaching an

average value of $1019 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$. A d_F of 2.98 was found, which characterizes a spherical floc, with low porosity and dense structure. The best efficiency in the rising velocity of the aerated flocs was obtained with the following parameters: feed rate of $2 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$, $5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ of Mafloc 490C and FGR 3 reaching values of the order of $112 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$. These flocs rise with equivalent velocities to bubbles with diameters between 185 and $240 \mu\text{m}$ (D_{50} between $30\text{--}70 \mu\text{m}$ for individual and isolated microbubbles). The high velocity of solid/liquid separation obtained in the studies with aerated flocs comparatively with non aerated flocs show clearly the viability of the use of microbubbles in the separation by flocculation-flotation (floatation). The results obtained provide a high potential of application of the FGR at industrial scale, mainly to present a low residence time, absence of mobile parts (agitators), low space needed, a plug flow mixture (ideal for flocculation), absence of short circuit or dead zones, and an uniform grow with high generation kinetics of the flocs.

1 INTRODUÇÃO

Na área de tratamento de efluentes líquidos industriais existe uma necessidade de tecnologias inovadoras para adequação dos efluentes dentro das normas vigentes, objetivando a minimização dos efeitos danosos aos corpos receptores. Como segunda alternativa, a reutilização ou reúso da água tratada dentro de padrões pré-estabelecidos de qualidade.

Uma das etapas mais importantes no processo de tratamento de águas e efluentes líquidos é a agregação de partículas (e gotículas) suspensas para posterior separação sólido/líquido. O tratamento empregado para remover tais partículas envolve a desestabilização através da agregação.

A agregação é um estágio essencial na maioria dos processos de separação sólido/líquido, incluindo além da aplicação no tratamento de águas e efluentes, entre outros, o processamento mineral e a manufatura de papel (Agarwal, 2002). De acordo com Adachi (1995) e Thomas *et al.*(1993), em todas as etapas para separação de fases das plantas de tratamento de águas e efluentes, tais como, sedimentação, flotação, filtração e espessamento de lodos, há uma forte dependência do estágio precedente de agregação das partículas finas para que a separação seja efetiva. Segundo Metcalf e Eddy (2003), a agregação no tratamento de efluentes é comumente empregada para:

- redução de sólidos suspensos e DBO (Demanda Bioquímica de Oxigênio) em tanques de sedimentação primária;
- condicionamento de efluentes contendo certos resíduos industriais;
- melhoria do desempenho de tanques de sedimentação secundária, seguido de processos de lodos ativados; e,
- etapa de pré-tratamento para a filtração de efluente secundário.

No tratamento de águas e efluentes são adicionados reagentes desestabilizantes, tais como: coagulantes do tipo sulfatos ou cloretos de alumínio, férrico e ferroso, hidróxido de cálcio e carbonato de magnésio, e agentes floculantes, classificados de acordo com sua natureza (naturais e sintéticos), carga (tipo e densidade), hidrofobicidade (e solubilidade) e peso molecular.

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

O objetivo geral do presente trabalho foi a concepção e o desenvolvimento básico de um sistema compacto de floculação em linha, aproveitando a energia cinética do fluxo hidráulico para promover a agitação necessária para dispersão do polímero floculante e formação dos flocos ao longo de um reator tubular helicoidal para posterior destino à uma etapa de separação sólido/líquido. Nesta geração dos flocos o estudo visou estudar o efeito da adição (injeção) conjunta de microbolhas, de tamanho controlado.

Os objetivos específicos foram:

- Projeto, construção e montagem de um protótipo contínuo em escala semipiloto de $0,12 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ a $0,6 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, para geração de flocos (aerados ou não);
- Estudo de parâmetros físicos, químicos, físico-químicos e operacionais do sistema;
- Caracterização e otimização da geração de flocos aerados e não aerados de $\text{Fe}(\text{OH})_3$.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 IMPORTÂNCIA DO PROCESSO DE AGREGAÇÃO

A degradação dos cursos d'água é um claro indicador da inadequação do processo de ocupação do território, tanto em áreas urbanas como rurais. O crescimento populacional e a necessidade de desenvolvimento têm exigido maior consumo de água para as mais diversas finalidades. A água, que pelo ciclo hidrológico foi considerada um recurso mineral renovável, atualmente, é reconhecida pela legislação de diversos países, incluindo o Brasil, como um recurso não renovável, tamanha a fragilidade e importância da preservação. Esse processo contínuo de utilização de água disponível evidencia cada vez mais que sua conservação, além da importância ambiental, assume um caráter de sobrevivência, sendo considerada o ouro azul do século XXI (Moretti e Lopez, 2002; Bio, 2002; Bianucci e Stefani, 1968).

A incorporação de políticas e leis severas, aos poluidores, tem encorajado o desenvolvimento de novas tecnologias de tratamento de efluentes líquidos para limitar a degradação ambiental causada pela ação antropogênica. Uma das primeiras etapas do tratamento é a agregação de partículas suspensas presentes nos efluentes.

Devido ao amplo emprego do processo de agregação, os parâmetros de separação que governam a capacidade requerida de equipamentos de separação sólido/líquido, tais como, sedimentadores, espessadores, centrífugas, filtros ou flotores devem ser investigados (Dobiás, 1993; Gregory e Yukselen, 2002). Segundo os mesmos autores, os parâmetros fundamentais são determinados pelas características dos flocos formados (eficiência do processo de agregação, velocidade de formação dos flocos, distribuição final de tamanho dos flocos formados, densidade ou resistência dos agregados, etc.) sob regimes hidrodinâmicos controlados, dependendo da interação das partículas suspensas ou colóides com o agente desestabilizante e das forças hidrodinâmicas responsáveis pela movimentação da massa líquida. Ainda, gradientes de velocidade ou turbulência do sistema controlam não somente o transporte da partícula e a formação dos agregados como também sua destruição. Conseqüentemente, os flocos podem ser estáveis somente até atingir um tamanho máximo (e uma distribuição de tamanho), que irá depender fundamentalmente de parâmetros hidrodinâmicos e físico-químicos.

2.2 ESTABILIDADE DE COLÓIDES

A estabilidade dos sistemas coloidais pode ser explicada, em partes, pelo balanço entre as forças de London e van-der-Waals (energia de atração de pequeno alcance) e as forças elétricas entre a dupla camada das partículas (energia de repulsão), conhecida como teoria DLVO, em homenagem a Derjaguin-Landau e Verwey-Overbeek, dupla de cientistas russos e holandeses, respectivamente, que nos anos 40 desenvolveram independentemente essa teoria. Contudo, a partir da década de 1980, com o desenvolvimento de técnicas mais avançadas (microscópio de força atômica, por exemplo) foi possível obter resultados das forças superficiais em meio aquoso, que evidenciaram a existência de forças adicionais, de hidratação (força repulsiva) e hidrofóbica (força atrativa muito maior que as forças de van-der-Waals), que não eram previstas pela teoria clássica. A inclusão de energia devido a essas forças, também conhecidas como forças estruturais, resultou num conceito mais moderno denominado teoria DLVO estendida (*extended DLVO theory*), ou, mais simplificadamente, X-DLVO (Yoon e Ravishankar, 1994; Lins e Adamian, 2000).

Em outras situações, como por exemplo em dispersões concentradas, na desestabilização com polímeros ou em sistemas nos quais a estabilidade dos sistemas particulados é dado pela presença de macromoléculas, a estabilização se dá por mecanismos de estabilização estérica. Os efeitos estão associados aos polímeros adsorvidos na superfície das partículas bem como dos polímeros não adsorvidos.

As partículas geralmente apresentam, em meio aquoso, carga superficial, que pode ser originária da ionização de grupos ou sítios superficiais, imperfeição da estrutura cristalina da superfície do sólido, adsorção específica de íons e/ou solubilização diferenciada entre cátions e ânions. O potencial superficial dos colóides, a distribuição de íons em solução e os efeitos térmicos levam a formação da dupla camada elétrica, mostrada na Figura 1.

A dupla camada elétrica é modelada como sendo composta por duas regiões separadas pelo Plano de Stern (PS). A camada interna é conhecida como Camada de Stern e a externa como de Gouy-Chapman ou camada difusa. Na presença de íons que se adsorvam especificamente pelo mecanismo químico, define-se a presença de dois outros planos: o plano interno de Helmholtz (PIH), com potencial ψ_I , e o plano externo de Helmholtz (PEH), com potencial ψ_E . No PIH ocorre a adsorção específica de íons pelo mecanismo

químico. A adsorção de co-íons, íons com carga de igual sinal ao da superfície da partícula, promove um aumento do potencial da dupla camada elétrica. A adsorção de contra íons, caso mais comum, promove um decréscimo do potencial elétrico ou até mesmo a reversão da carga da partícula. Por outro lado, no PEH adsorvem-se os íons pelo mecanismo físico ou eletrostático, que, no máximo, promovem a neutralização do potencial eletrocinético do colóide (ψ_x). Pela dificuldade de determinação do potencial elétrico superficial da partícula, é comum, na prática, medir o potencial no plano de cisalhamento, situado entre a partícula em movimento e o líquido circundante. O potencial neste plano é conhecido como Potencial Zeta (ψ_x) ou potencial eletrocinético.

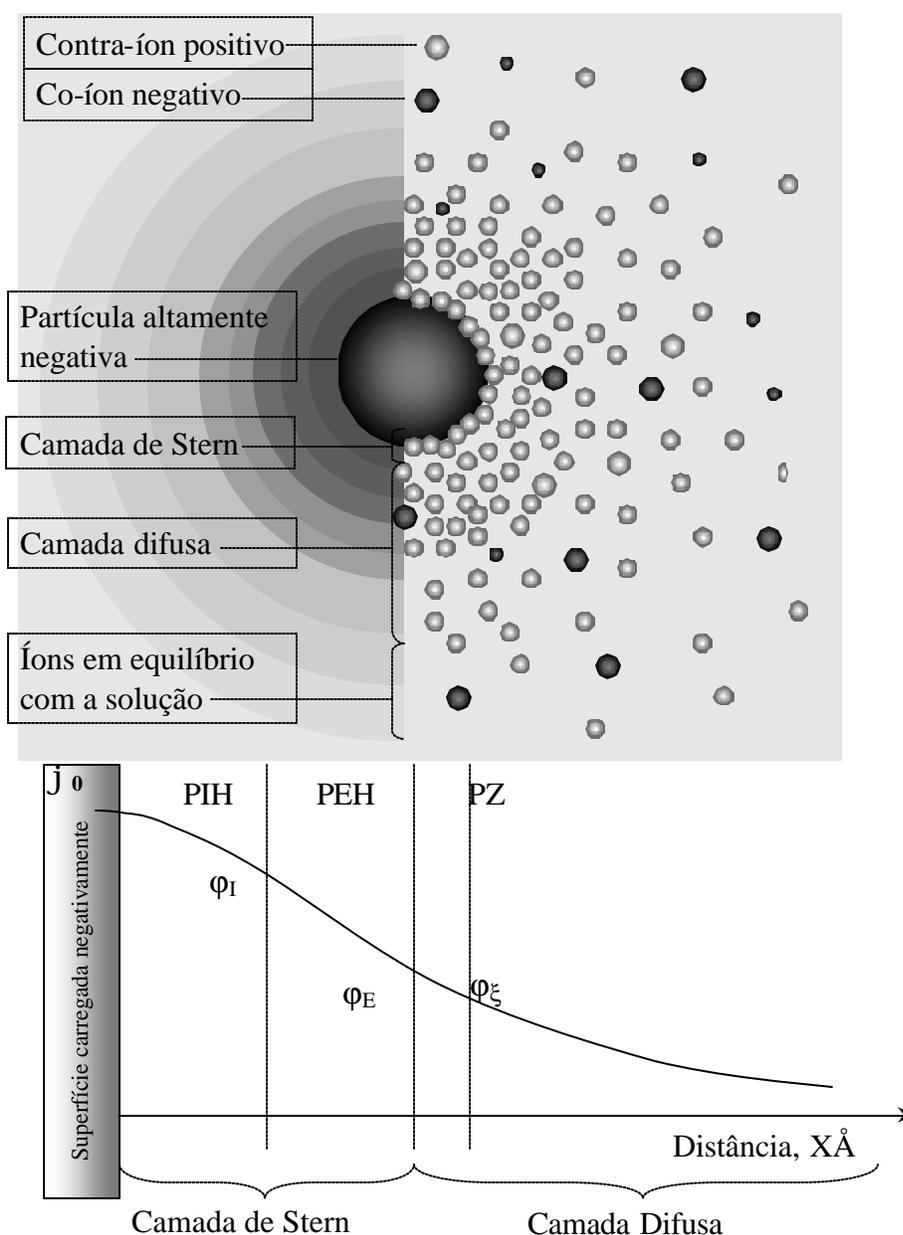


Figura 1. Representação esquemática do modelo da dupla camada elétrica e dos planos de adsorção. (Fonte: <http://www.zeta-meter.com/redchile.pdf>. Acesso em: jun. 2002)

2.3 DESESTABILIZAÇÃO DE SISTEMAS COLOIDAIIS

A desestabilização dos sistemas coloidais pode ser realizada através da adição de eletrólitos inorgânicos, polímeros floculantes, tensoativos e óleos, ocorrendo a agregação ou aglomeração (no caso de óleos) das partículas ultrafinas ou coloidais ($<1\mu\text{m}$) formando unidades maiores.

2.3.1 DESESTABILIZAÇÃO COM SAIS INORGÂNICOS

A desestabilização com o emprego de sais inorgânicos, também conhecida como homocoagulação ou coagulação ocorre pela compressão da dupla camada elétrica que circunda todas partículas coloidais pela adição de sais inorgânicos (Weber, 1972). Ocorre a adsorção desses íons inorgânicos no plano Zeta, neutralizando o potencial neste plano e reduzindo a energia de repulsão, permitindo a atuação das forças de atração e a agregação das partículas. Este termo também é aplicado para a desestabilização pela adição de eletrólitos hidrolisáveis, tais como Fe^{+3} e Al^{+3} . O mecanismo que ocorre com a adição de sais do tipo sulfato ou cloreto de ferro ou alumínio difere dos sais monovalentes pois além de reduzir a dupla camada elétrica, estes sais formam produtos de hidrólise que polimerizam formando grandes moléculas tridimensionais com extremos ativos. Estas cadeias formam massas esponjosas que ao sedimentarem arrastam novas partículas, causando um efeito de varredura.

A relação empírica de Schulze-Hardy expressa a razão entre a concentração molar de íons monovalentes, divalentes e trivalentes para a coagulação dos colóides de um sistema estabilizado pelo mecanismo eletrostático como: $1:(1/2)^6:(1/3)^6$ ou 100:1,6:0,13. Íons de maior valência apresentam uma tendência maior para adsorção específica, melhorando a eficiência de coagulação. A ordem de efetividade para íons de mesma valência segue a série de Hoffmeister, no qual a coagulação varia diretamente com o raio hidratado do íon (Adamson e Gast, 1997).

A heterocoagulação é um processo de agregação que também envolve a interação entre as duplas camadas elétricas e forças de van der Waals, e ocorre entre partículas de diferente potencial, sendo mais complexa que a homocoagulação, principalmente quando as partículas apresentam carga superficial negativa. Sendo assim, a interação eletrostática é a principal força de agregação atuante na heterocoagulação.

2.3.2 DESESTABILIZAÇÃO COM TENSOATIVOS

A desestabilização resulta da adsorção de agentes tensoativos na interface sólido/líquido tornando as partículas coloidais hidrofóbicas. A agregação por tensoativos pode ser decorrente de um dos seguintes mecanismos:

a) Efeito hidrofóbico e formação de hemimicelas: na qual a adsorção de reagentes tensoativos na interface sólido/líquido ocorre principalmente via interações eletrostática, química (entre a parte polar e os sítios superficiais) e forças hidrofóbicas. Quando adsorvidas as moléculas se orientam na forma de dupletes/tripletes, etc, com as caudas interagindo por forças hidrofóbicas, sendo que essas conformações são conhecidas como hemimicelas, e os fenômenos que operam são dados pelo reconhecimento molecular das frações hidrofóbicas;

b) Neutralização das cargas e efeito hidrofóbico: a neutralização da carga superficial das partículas dispersas pode ocorrer produzindo sua desestabilização por ação das forças de atração (London, van der Waals e hidrofóbicas). O processo é espontâneo, diminuindo a energia livre de Gibbs do sistema pela redução da área superficial sólido/solução e o efeito hidrofóbico;

c) Agregação por cisalhamento ou *shear aggregation*: a agregação por cisalhamento ocorre quando partículas hidrofobizadas interagem com agentes tensoativos em um regime hidrodinâmico turbulento através do efeito hidrofóbico. Este fenômeno de agregação por cisalhamento é decorrente da baixa energia envolvida nesta interação, sendo que para se agregarem as partículas precisam colidir com uma energia mínima para que operem estas forças hidrofóbicas.

2.3.3 DESESTABILIZAÇÃO POR AGLOMERAÇÃO OLEOSA

Quando a agregação ocorre com óleos o processo é conhecido como aglomeração e, pelo fato dos aglomerados adquirirem formato esférico, é denominado também de aglomeração esférica. Através deste mecanismo partículas hidrofóbicas presentes em água podem ser aglomeradas através da adição de um óleo não polar. Esse processo é constituído por duas etapas:

a) Interação óleo/partícula: sendo o óleo pouco solúvel em água, a interação ocorre entre as gotas dispersas em água e a superfície das partículas. Se as partículas são hidrofóbicas, o óleo se espalha formando um filme líquido que recobre sua superfície, tornando-as mais hidrofóbicas. Portanto, a interação é de caráter hidrofóbico;

b) Efeito capilar: quando a concentração de óleo é elevada, as gotas ocupam toda a área interna disponível entre as partículas. Nesta etapa, o efeito capilar é máximo e define a forma esférica do aglomerado com as partículas sendo mantidas juntas por pontes oleosas. A formação de capilares de óleo entre as partículas promove a ligação e ainda um aumento da hidrofobicidade dos flocos.

2.3.4 DESESTABILIZAÇÃO COM POLÍMEROS AQUASSOLÚVEIS

A utilização de polímeros sintéticos na separação sólido/líquido ao invés de eletrólitos coagulantes, permite um processo mais efetivo, proporcionando agregados (flocos) mais resistentes, taxas mais elevadas de sedimentação e tortas de filtração mais permeáveis (Metcalf e Eddy, 2003; Sincero *et al.*, 2003; Schneider, 1991). Os polímeros floculantes empregados para a desestabilização coloidal incluem produtos naturais e sintéticos. Entre os naturais estão as poliacrilamidas, amidos, proteínas, taninos, biopolímeros, gomas guar e derivados de produtos naturais, tais como dextrina e alginato de sódio (Metcalf e Eddy, 2003; Schwoyer, 1981; Bratby, 1980). A maioria dos polímeros comerciais se enquadram como polímeros sintéticos, como por exemplo as poliacrilamidas iônicas e poliamidas, ou polímeros não iônicos como o polióxido de etileno (POE) e o álcool polivinílico (PVA). Quanto a carga, os polímeros floculantes podem ser catiônicos (radical – NH^{3+}), aniônicos (radical – COOH^-), não-iônicos (como o polióxido de etileno), ou anfotéricos (poliacrilamidas semi-hidrolisadas que apresentam cargas negativas e positivas na mesma cadeia). A maioria dos polímeros são hidrofílicos, entretanto, pode ocorrer a presença de polímeros hidrofóbicos (como o polióxido de etileno e o álcool polivinílico). Os polímeros podem apresentar baixo (10.000 – 100.000) e alto (>100.000) peso molecular, atingindo um comprimento molecular de até 1000 Å (Schwoyer, 1981).

A agregação das partículas por pontes poliméricas é denominada floculação. O polímero 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 cinética de formação dos flocos é função das seguintes etapas:

a) Difusão do polímero sob condições turbulentas, seguida de adsorção na interface sólido/líquido. A molécula adsorve na superfície da partícula em um ou mais sítios ativos, deixando livre, estendida na solução, o restante da cadeia;

b) 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 colóide, natureza química e física dos sítios superficiais das partículas e competição entre o polímero e outras moléculas presentes na solução;

c) Adsorção dos laços e caudas e formação de pontes poliméricas. 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;

d) Crescimento dos flocos sob agitação lenta. Segundo alguns autores (Arboleda, 1973; Bratby, 1980; Metcalf e Eddy, 2003), após a adição do agente desestabilizante, é necessária uma mistura rápida para que ocorra a difusão na suspensão sólido/líquido e a formação dos flocos primários. Após o aparecimento dos flocos primários é necessário um estágio de mistura lenta para o crescimento e formação de flocos maiores. A energia para o processo de agregação é proporcionada pela indução de gradientes de velocidade dentro do sistema (agregação ortocinética). Os principais parâmetros envolvidos na energia ortocinética são o gradiente de velocidade aplicado e o tempo de agitação.

Os principais mecanismos envolvidos na agregação por floculação são mostrados na Figura 2.

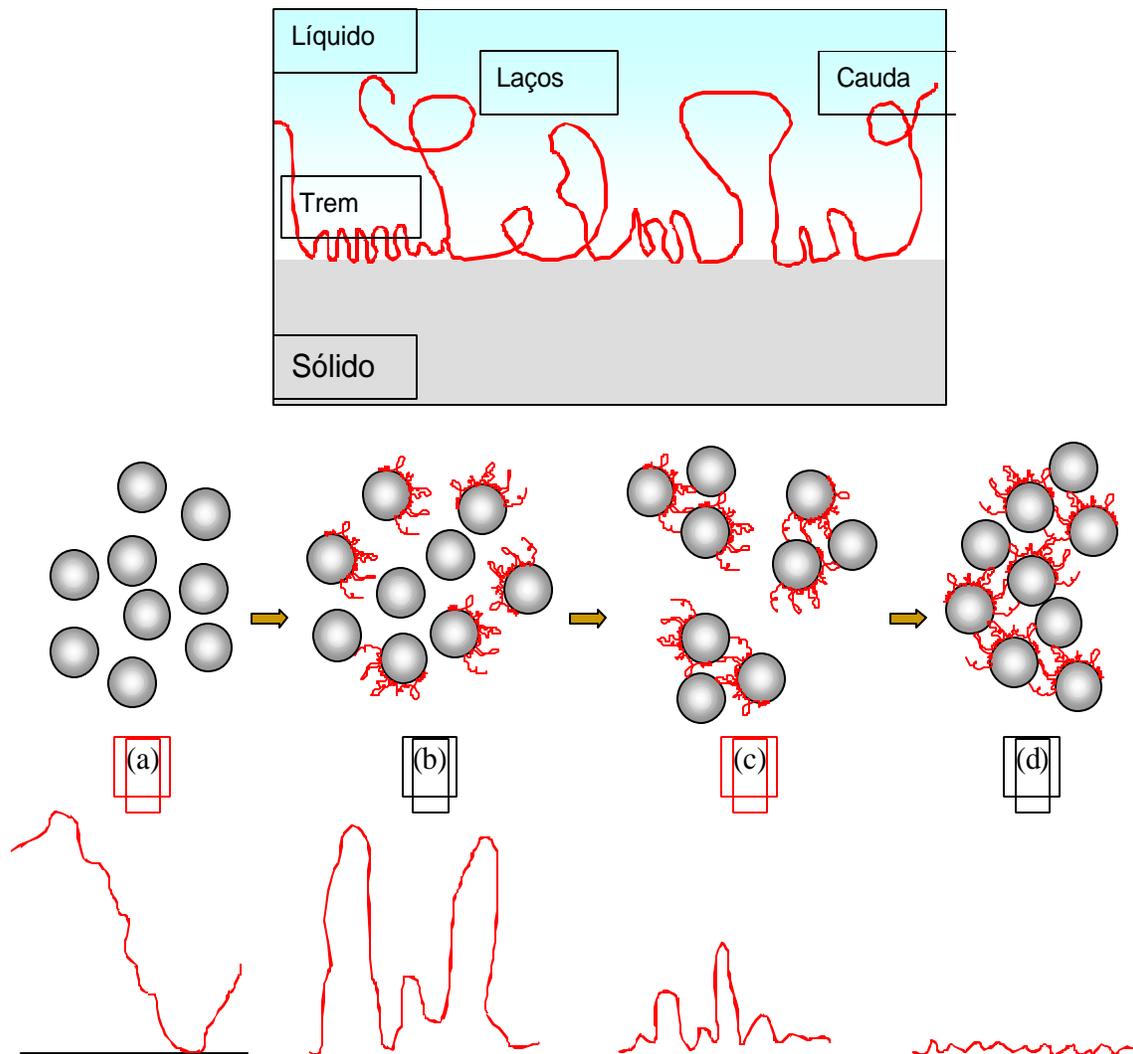


Figura 2. Estágios dos mecanismos envolvidos na agregação de partículas por floculação.

2.4 CARACTERIZAÇÃO DOS AGREGADOS

A etapa de agregação de partículas finas por floculação polimérica é de fundamental importância no tratamento de efluentes. Entretanto, a eficiência desse processo depende de sua capacidade de formar flocos ou agregados com características apropriadas para uma etapa posterior de separação sólido/líquido. No caso de uma separação por

sedimentação é desejável a formação de flocos grandes, já para uma separação por filtração é desejável a formação de flocos com elevada porosidade.

A formação dos flocos depende de variáveis físicas tais como intensidade de agitação, taxa e forma de adição polimérica, tempo de floculação, etc. Os parâmetros químicos mais relevantes dependem da carga (e distribuição ou densidade de cargas), peso molecular e a dosagem do polímero floculante. Outras propriedades da suspensão tais como: pH, força iônica e temperatura, também podem influenciar no processo de floculação (Moudgil e Springgate, 1989). A estrutura dos flocos apresenta um papel fundamental num processo posterior de separação de fases (Gregory e Yukselen, 2002).

2.4.1 RESISTÊNCIA

A resistência dos flocos é de grande importância na floculação ortocinética, e sua ruptura depende do regime hidrodinâmico que é aplicado nas estações de tratamento de águas e efluentes (Leentvaar e Rebhun, 1983) e de características físico-químicas, que englobam a adsorção do polímero nos flocos e formação de pontes (Moudgil e Springgate, 1989). Normalmente os flocos crescem até atingirem um tamanho limite, o qual vai depender da taxa de cisalhamento aplicada e do grau de floculação (incluída a concentração). Essa turbulência deve ser suficiente para promover o contato das partículas com o agente desestabilizante, sem a ruptura dos flocos (Hannah *et al.*, 1967; Spicer e Pratsinis, 1996). Isso está relacionado com a massa através da dimensão fractal. A densidade dos flocos desempenha um importante papel na determinação de sua resistência.

Yeung e Peltron (1996), citados por Kobayashi *et al.* (1999), através de medidas diretas da resistência, usando um equipamento micromecânico, chegaram à conclusão de que a resistência dos flocos não varia com o diâmetro, mas aumenta com a dimensão fractal.

2.4.2 DIMENSÃO FRACTAL

A dimensão fractal (d_F) reflete na morfologia das partículas e no seu mecanismo de formação, e, conseqüentemente, nas propriedades das partículas, tais como, velocidade de sedimentação e densidade. Trata-se de um parâmetro importante e têm sido muito

empregado para quantificar a morfologia de partículas em diversos sistemas fluidos (Stone e Krishnappan, 2003). Normalmente o valor d_F varia entre um e três, sendo que para valores mais baixos os flocos apresentam estrutura “aberta” ou filamentosa e para valores maiores uma estrutura mais compacta e esférica, com baixa porosidade (Gregory, 1997). Segundo o mesmo autor, a dimensão fractal pode ser determinada diretamente através de métodos de varredura (luz, raio-X, nêutron), sedimentação e análise de imagens, ou, ainda, pelo coeficiente angular da função linear obtida através da correlação logarítmica entre a massa e o tamanho dos flocos formados. A Figura 3 mostra a estrutura fractal de um floco.

Bushell *et al.* (2002), numa revisão sobre os métodos para determinação da dimensão fractal de agregados, discutem a validação e a limitação dessas técnicas comumente empregadas. Segundo esses pesquisadores a análise de sedimentação apresenta alguns inconvenientes quanto à caracterização do floco, uma vez que se assume como sendo uma esfera impermeável, e, isso não está relacionado com o tamanho do floco, porosidade e velocidade de sedimentação, principalmente para agregados fractais com elevada porosidade. Entretanto, a análise de imagens convencional é limitada para caracterizar a estrutura dos flocos com dimensões fractais não superiores a 2. Uma vez que técnicas que empregam a análise de imagens envolvem a amostragem, corre-se o risco de danificar a amostra, modificando a sua estrutura durante o manuseio ou distorcendo a orientação do floco. De acordo com os mesmos autores, a análise de imagens é ideal quando há grandes flocos ou partículas devido a formação de contrastes, sendo possível extrair informações estruturais de forma mais confiável. Contudo, ainda restam dificuldades associadas com o processamento das imagens, principalmente nas técnicas disponíveis de contagem de partículas.

Por outro lado, técnicas de varredura são apropriadas para pequenos agregados por apresentarem um baixo índice de refração. Partículas grandes, nesse caso, podem invalidar o modelo de varredura de Rayleigh-Gans-Debye (RGD), no qual a análise é baseada, devido à formação de sombras, efeitos de varredura múltipla e sobreposições.

Portanto, segundo esses autores, as diversas técnicas empregadas para a determinação da dimensão fractal apresentam vantagens e desvantagens, e a aplicação depende fundamentalmente das características dos agregados.

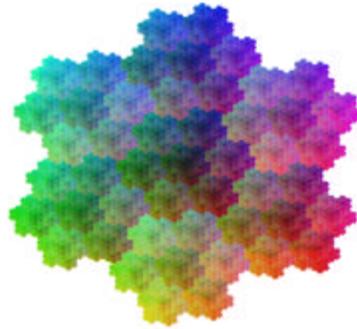


Figura 3. Representação da estrutura fractal de um floco.

2.4.3 VELOCIDADE DE SEDIMENTAÇÃO

A sedimentação é o processo de separação sólido/líquido mais comumente empregado em sistemas de tratamento de efluentes (Metcalf e Eddy, 2003), e pode ser utilizado tanto em processos de clarificação como espessamento. Na clarificação o objetivo é remover do fluido as partículas sólidas, e no espessamento, procura-se o deságüe dos sólidos. Em algumas situações ambos objetivos devem ser alcançados. Flocos de tamanho grande são desejados para que ocorra uma separação eficiente através da separação gravitacional por sedimentação. De acordo com a concentração da suspensão e as propriedades das partículas, é comum classificar os regimes de sedimentação em três tipos distintos:

- discreta, na qual as partículas sedimentam mantendo as mesmas características físicas da suspensão (tamanho, densidade), sem agregação;
- floculenta, na qual as partículas se agregam à medida que sedimentam, apresentando uma velocidade de queda variável ao longo da trajetória vertical;
- zonal, quando as partículas sedimentam como uma massa única, principalmente quando ocorre uma elevada concentração de sólidos (acima de 1000 mg.L^{-1}), na qual se observa uma nítida interface de separação entre a fase sólida e a líquida;

Raramente esses regimes descritos estão presentes em um único tanque de sedimentação, mas, se presentes, determinarão zonas bem definidas. Cada uma destas zonas demandará uma área e uma altura no equipamento de sedimentação. O dimensionamento de decantadores, para clarificação e/ou espessamento, procura adequar a mínima área requerida para a obtenção dos objetivos desejados.

A estimativa da velocidade de deslocamento das partículas pode ser realizada através das equações de Stokes e Newton ou experimentalmente, através de testes de laboratório. As equações de Stokes e Newton somente são aplicadas em regime de clarificação de particulados e consideram as partículas sólidas, incompressíveis, esféricas, não porosas e não interagindo entre si. Stokes definiu a velocidade terminal de sedimentação v_t em regime laminar como:

$$v_t = \frac{g \cdot D_p^2 (\mathbf{r}_s - \mathbf{r}_f)}{18 \cdot \mathbf{m}} \quad (1)$$

Onde:

g = aceleração gravitacional;

D_p = diâmetro da partícula;

\mathbf{r}_s = peso específico do sólido;

ρ_f = peso específico do fluido;

\mathbf{m} = viscosidade do fluido.

Newton, levando em consideração que partículas maiores sedimentam com uma velocidade mais elevada e que podem perturbar consideravelmente o fluido causando uma hidrodinâmica turbulenta, definiu a equação da velocidade terminal de sedimentação como:

$$v_t = \left(\frac{4 \cdot g \cdot D_p (\mathbf{r}_s - \mathbf{r}_f)}{3 \cdot C_d \cdot \mathbf{r}_f} \right)^{0,5} \quad (2)$$

O coeficiente de cisalhamento C_d é dependente não só da forma, como também da orientação da partícula durante o movimento no fluido (Kelly e Spottiswood, 1982).

Onde:

C_d	$n^\circ Reynolds$	<i>Regime hidrodinâmico</i>
$24/Re_p$	$Re_p < 1$	regime laminar
$18,5/Re_p^{0,6}$	$1 < Re_p < 300 - 500$	regime intermediário
0,44	$Re_p > 300 - 500$	regime turbulento

D_p = diâmetro da partícula.

Os fundamentos e aplicações no dimensionamento de espessadores foram inicialmente desenvolvidos por Mishler e Coe-Clevenger e são baseados em testes de proveta, com o acompanhamento da velocidade de deslocamento da interface, para os regimes de sedimentação flocculenta e zonal (Concha e Bustos, 1986a; 1986b). Posteriormente, com o desenvolvimento da primeira teoria de sedimentação por Kynch, em 1952, o método de Talmage-Fitch, baseado nessa teoria, passou a ser o mais comumente empregado no dimensionamento de espessadores (Metcalf e Eddy, 2003).

Entretanto, segundo alguns autores (Concha *et al.*, 1991, 1992; Bürger *et al.*, 1999; Quispe *et al.*, 2000), o modelo matemático de Kynch descreve a sedimentação sob gravidade de partículas sólidas incompressíveis, de mesmo tamanho e formato, o que não representa os problemas correntes encontrados em processos industriais. Dessa forma, os mesmos autores propuseram uma modificação na teoria de sedimentação de Kynch, permitindo a descrição de sedimentação de suspensões flocculadas. Geralmente, o peso dos flocos sedimentados sobre as camadas inferiores favorece a consolidação e o adensamento destes, aumentando a concentração de sólidos sedimentados, que não é levado em consideração no modelo cinemático de Kynch. Ainda, os flocos mantêm uma certa quantidade de água que é expelida através dessa compressão.

2.4.4 VELOCIDADE DE ASCENSÃO (FLOCOS AERADOS)

A separação de fases pode ocorrer pela introdução de bolhas de ar na fase líquida. As bolhas colidem e aderem no material particulado, e as forças ascensionais da partícula com bolhas de ar aderidas fazem com que atinjam a superfície líquido/ar. Esse processo é conhecido como flotação, sendo uma operação muito difundida para separar partículas sólidas ou líquidas de uma fase líquida.

Atualmente, a flotação por ar dissolvido (FAD) é a tecnologia de flotação mais difundida na área ambiental para tratamento de efluentes. A FAD tem sido reconhecida por diversos autores (Heinänen *et al.*, 1992; Edzwald, 1995; Liers *et al.*, 1996; Kiuru, 2001; Rubio e Tessele, 2001; Rubio, Souza e Smith, 2002; Metcalf e Eddy, 2003) como um dos métodos mais econômicos e eficientes para:

- remoção de sólidos em suspensão e matéria particulada, emulsões, óleos e graxas;

- remoção de íons precipitados;
- remoção de microrganismos e algas;
- redução da matéria orgânica particulada (DQO e DBO);
- espessamento de lodos;
- concentração de bio-sólidos;
- remoção e separação de complexos ou quelantes de íons;
- remoção de compostos orgânicos voláteis;
- tratamento de minerais ultrafinos;
- tratamento de solos contaminados.

A principal vantagem da flotação sobre a sedimentação é que partículas pequenas, que sedimentam lentamente podem ser completamente removidas num tempo mais curto.

No processo FAD, o ar é dissolvido a altas pressões no saturador e as microbolhas são formadas quando a solução aquosa saturada é liberada e passa através de constrições de fluxo para a célula de flotação à pressão atmosférica. Nessa etapa de despressurização, o ar rompe a estrutura do líquido e por nucleação/cavitação formam-se microbolhas, com tamanhos inferiores a 70 μm (Rodrigues e Rubio, 2003). Na célula de flotação ocorre a captura (colisão + adesão) das partículas suspensas ou agregados coloidais pelas microbolhas em ascensão formando-se um aglomerado bolha-partícula, cuja densidade é menor que a fase contínua, e seu consecutivo arraste até a superfície da célula.

A velocidade ascensional dos flocos aerados com microbolhas FAD pode ser calculada através de equação de Stokes adaptada para flotação, no caso de sólidos incompressíveis e esféricos:

$$v_a = \frac{g \cdot D_f^2 (r_a - r)}{18 \cdot \mu} \quad (3)$$

Onde:

v_a = velocidade ascensional;

g = aceleração gravitacional;

D_f = diâmetro do floco;

ρ_a = densidade do meio contínuo;

ρ_r = densidade do ar;

μ = viscosidade do meio contínuo.

Os fatores considerados mais relevantes no dimensionamento de sistemas industriais de FAD são as características do saturador, a razão ar/sólidos, a descarga hidráulica e o sistema de geração de microbolhas. Na prática, a maioria das unidades FAD é dimensionada em função da taxa de aplicação, a qual é calculada experimentalmente (ensaios de bancada e piloto) ou estimada com base de estimativas de consenso, incluindo parâmetros de *design* (características geométricas, largura e profundidade). Para tanto são necessárias algumas considerações gerais do processo global.

Atualmente, unidades de flotação por ar dissolvido, que operam em condições turbulentas, têm sido implementadas para o tratamento de águas e efluentes, sendo denominadas de FAD de alta taxa (Hedberg *et al.*, 1998; Kiuru, 2001; Patrizzi, 2002). Essas unidades possuem um *design* que permite obter taxas de aplicações que variam entre 25 e 40 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$, superior em relação aos 5 a 7 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ atingido em unidades FAD convencionais. As principais características construtivas de uma célula de alta taxa, estão na profundidade (1,5 a 2,5 m), placa perfurada no fundo da célula, servindo como filtro e controle da turbulência, e remoção contínua do material flotado através do fluxo hidráulico, dispensando a necessidade de raspadores. Ainda, a presença ou não de lamelas pode ser uma alternativa para controle do regime turbulento e direcionamento da água tratada.

2.5 REATORES

Os reatores são unidades (vasos ou tanques) onde os processos unitários são realizados. Sob o ponto de vista prático, as taxas nas quais as reações físicas, químicas e biológicas e as conversões acontecem são importantes pois afetam o dimensionamento dessas unidades de tratamento. Segundo Metcalf e Eddy (2003) as taxas nas quais as reações e conversões ocorrem são geralmente função dos constituintes envolvidos, da temperatura e do tipo de reator. Os reatores variam conforme sua característica hidráulica e desempenho. Dentro desta proposta, serão discutidos neste item, os tipos de reatores mais comumente empregados no tratamento de efluentes e a influência das condições hidrodinâmicas no processo de agregação de partículas.

2.5.1 TIPOS DE REATORES

Os reatores do tipo mistura completa e fluxo pistão são os mais comumente empregados no tratamento de efluentes, todavia, segundo Metcalf e Eddy (2003) pode-se citar outros tipos, além desses, conforme mostra a Tabela 1.

Tabela 1. Tipos de reatores empregados no tratamento de efluentes.

Tipo de Reator	Descrição
Fluxo pistão	O fluxo de pistão ocorre quando as lâminas líquidas de espessura “ dl ” movem-se paralelamente ao sentido do fluxo, com uma pequena ou sem dispersão longitudinal. Toda massa líquida que entra no tempo t_o apresenta o mesmo tempo de retenção t_r .
Mistura completa	Nesse tipo de reator, assume-se que a mistura completa acontece instantaneamente e uniformemente assim que as partículas presentes na massa líquida entram no reator. O tempo necessário para alcançar as condições de mistura completa irá depender fundamentalmente da geometria do reator e da potência imposta (Arboleda, 1973). Ainda, os reatores de mistura completa podem apresentar curto-circuitos ou zonas mortas.
Mistura completa em série	A série de reatores de mistura completa 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.
Batelada	No reator de batelada o fluxo entra, é tratado, e posteriormente descartado, não havendo entrada e saída simultânea do fluxo. O conteúdo líquido é misturado completamente.
Leito fixo	O reator de leito fixo 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	O reator de leito fluidizado é similar ao reator de leito fixo em muitos aspectos, porém, o material de enchimento é expandido pelo movimento ascensional do fluido através do leito. A variação na expansão do material é obtida através do controle da vazão de alimentação do fluxo.

2.5.2 MODELO DE DISPERSÃO

Os modelos de dispersão são úteis para diagnosticar o escoamento em vasos reais e para fazer o escalonamento (*scale up*). Os modelos de escoamento caracterizam-se por um escoamento do tipo fluxo pistão (*plug flow*), mistura completa ou algum escoamento entre esses dois modos (Levenspiel, 1999).

O emprego de traçadores para medição das curvas de distribuição do tempo de residência é um dos métodos mais simples e mais empregados para caracterização do desempenho hidráulico de reatores. De acordo com Metcalf e Eddy (2003), corantes e produtos químicos são os traçadores mais comumente empregados, tais como: fluoresceína, H_2SiF_6 , SF_6 , LiCl , NaCl , permanganato de potássio, rodamina e rosa brilhante B (forma ácida da rodamina).

O modelo de dispersão descrito em Levenspiel (1999), segue o número de dispersão que caracteriza o espalhamento longitudinal ou axial em um vaso, da seguinte forma:

$\left(\frac{D}{uL}\right)$ é o número de dispersão, adimensional

Onde:

u = velocidade do fluxo ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$);

L = comprimento do percurso (m);

D = coeficiente de dispersão axial ou longitudinal ($\text{m}^2\cdot\text{s}^{-1}$), e representa o processo de espalhamento, da seguinte forma:

- i. valores elevados de D indicam um espalhamento rápido da curva de traçador;
- ii. valores pequenos de D indicam um espalhamento lento;
- iii. valores nulos ($D=0$) indicam ausência de espalhamento.

Quando o número de dispersão tende a zero, pode-se afirmar que trata-se de um escoamento pistonado, com dispersão negligenciável. Entretanto, quando o número de dispersão tende ao infinito, pode-se inferir grande dispersão e um escoamento do tipo mistura perfeita.

2.5.3 CONDIÇÕES HIDRODINÂMICAS NA AGREGAÇÃO

O efeito das condições hidrodinâmicas é um outro fator relevante na desestabilização de sistemas coloidais através de eletrólitos hidrolisáveis e/ou polímeros flocculantes. Para que a agregação das partículas ocorra, dois processos devem ocorrer de forma seqüencial. Primeiramente, as partículas devem colidir umas com as outras, e, posteriormente, sob a influência das forças coloidais devem se agrupar formando agregados. Dessa forma, a equação global de agregação é dada pela seguinte expressão:

$$-\frac{dN}{dt} = \{\text{Eficiência de colisão}\} \times \{\text{Frequência de colisão}\} = \alpha \times J \quad (4)$$

Na equação (4) N representa a concentração de partículas num determinado tempo t . Também, J é a frequência de colisão e representa o número de colisões que acontecem por unidade de tempo. Finalmente, a eficiência de colisão, α , reflete a fração do número total de colisões que resultaram na formação de agregados.

Convencionalmente (principalmente na floculação), após a adição do agente que promoverá a desestabilização de um sistema, segue uma etapa de mistura rápida e uma etapa de agitação lenta. Na mistura rápida, além da difusão dos reagentes, ocorre a quebra da barreira energética repulsiva entre reagentes e partículas e entre partículas e partículas. Originam-se os flocos primários, que terão significativa importância sobre a cinética dos processos posteriores. Após o aparecimento dos flocos primários no estágio de mistura rápida, um estágio de agitação lenta permite a formação de flocos maiores. Segundo Metcalf e Eddy (2003) a energia para o processo de agregação dos colóides é proporcionada por dois tipos de agregação:

1. microfloculação ou floculação pericinética, e
2. macrofloculação ou floculação ortocinética.

A microfloculação é o termo utilizado para designar a agregação de partículas devido ao movimento aleatório das moléculas no fluido. Esse movimento termal aleatório das moléculas no fluido é também conhecido como *movimento Browniano*. A agregação

pericinética inicia imediatamente após a desestabilização e estabiliza dentro de segundos, uma vez que é significativa para partículas na faixa entre 0,001 e 1 μm .

A macrofloculação é o termo que se refere à agregação de partículas maiores do que 1 ou 2 μm . A macrofloculação pode ocorrer devido ao gradiente de velocidade induzido ou por sedimentação diferencial. O gradiente de velocidade (G) pode ser calculado para misturadores hidráulicos e mecânicos, segundo as equações (5) e (6), respectivamente. Num determinado gradiente de velocidade, as partículas que se movimentam com maior rapidez acabam colidindo com as partículas de menor velocidade e formam um agregado.

$$G = \sqrt{\frac{\mathbf{g} \cdot Hf}{\mathbf{m}t}} \quad (5)$$

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mathbf{m}V}} \quad (6)$$

Onde:

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

Hf = perda de carga (m);

μ = viscosidade absoluta da água ($1,029 \times 10^{-4} \text{ kgf.s.m}^{-2}$ à 20°C);

γ = peso específico da água ($998,2 \text{ kgf.m}^{-3}$ à 20°C);

P = potência do motor (kgf.m.s^{-1});

t = tempo (s);

V = volume da célula (m^3).

Ainda, outro parâmetro importante na influência da macrofloculação é o número de Reynolds (Re), obtido pela relação entre o produto da densidade do meio (r), da velocidade de escoamento (V) e do diâmetro do tubo (D), considerando-se seção plena de escoamento pela viscosidade da massa líquida (m).

$$Re = \frac{rVD}{m} \quad (7)$$

No caso de sedimentação diferencial, partículas maiores que sedimentam com maior rapidez acabam colidindo com partículas menores durante a sedimentação

gravitacional. Através do balanço de forças gravitacionais, ascensionais e arraste, a velocidade de sedimentação (v_i) de uma partícula de diâmetro d_i e densidade ρ_i num meio de densidade ρ , e viscosidade dinâmica μ é dado pela equação de Stokes para fluxo laminar:

$$v_i = \frac{g \cdot d_i^2 (\rho_i - \rho)}{18 \cdot \mu} \quad (8)$$

Em todo estado instável, a composição da massa líquida varia com o tempo. Este é o caso da maioria dos reatores empregados nas estações de tratamento (misturadores, floculadores, decantadores, etc), nas quais, em qualquer ponto, verifica-se que tanto a velocidade quanto a composição alteram-se constantemente, porque a massa líquida de água não flui de forma homogênea, desde a entrada até a saída, ou seja, nem todo o fluxo que entra no tempo inicial t_o alcança a saída, exatamente no tempo de retenção nominal t_r (Arboleda, 1973).

Segundo Bratby (1980), o tipo de mistura ideal é a do tipo fluxo pistão, onde todas as partículas apresentam o mesmo tempo de residência. Em misturadores do tipo mistura completa, algumas partículas apresentam curto-circuito e outras, apresentam tempos de permanência muito elevados. Esta distribuição de tempos de residência não é desejável no emprego de sais hidrolisáveis ou polímeros. No caso dos sais hidrolisáveis, um tempo de residência curto não permite a adsorção completa das espécies hidrolisadas na superfície das partículas. O mesmo ocorre na adsorção de polímeros. Por outro lado, a mistura intensa por um período muito prolongado poderá romper as pontes de polímeros entre as partículas e até mesmo o polímero.

Devido ao assunto abordado neste trabalho, a ênfase será dada aos reatores empregados para floculação denominados de floculadores.

2.6 FLOCULADORES

Geralmente, três tipos de floculadores são empregados no tratamento de águas e efluentes: hidráulicos, mecânicos e pneumáticos (Sincero *et al.*, 2003). Os floculadores hidráulicos aproveitam a energia que o fluxo adquire ao escoar por um conduto, para agitação da massa líquida. Ainda, conforme o sentido da corrente hídrica, no interior das

câmaras, os flocladores hidráulicos subdividem-se em: fluxo horizontal, fluxo vertical e fluxo helicoidal. Os flocladores mecânicos classificam-se em conformidade com o tipo de movimento dos agitadores, podendo ser alternados ou rotativos (Arboleda, 1973). Os flocladores pneumáticos empregam ar para promover a agitação. A Tabela 2 ilustra a classificação geral dos flocladores.

Tabela 2. Classificação geral dos flocladores.

Tipo	Classificação	Exemplo
a) Hidráulicos	1.Fluxo Horizontal	Chicanas intercaladas de forma transversal ao tanque
	2.Fluxo Vertical	Chicanas intercaladas acima e abaixo, no tanque
	3.Fluxo Helicoidal	Tanque com dispositivos de entrada e saída em sentidos opostos
b) Mecânicos	1.Rotativos	Palhetas giratórias de eixo horizontal ou vertical
	2.Alternados	Palhetas oscilantes
c) Pneumáticos		Difusores de ar

2.6.1 FLOCULADORES HIDRÁULICOS

Os flocladores hidráulicos utilizam a energia cinética que o fluxo adquire ao escoar por um conduto, para a agitação da massa líquida. Os modelos de flocladores hidráulicos mais comumente encontrados são do tipo chicanas (Arboleda, 1973; Sincero *et al.* 2003).

Floculadores de Chicanas

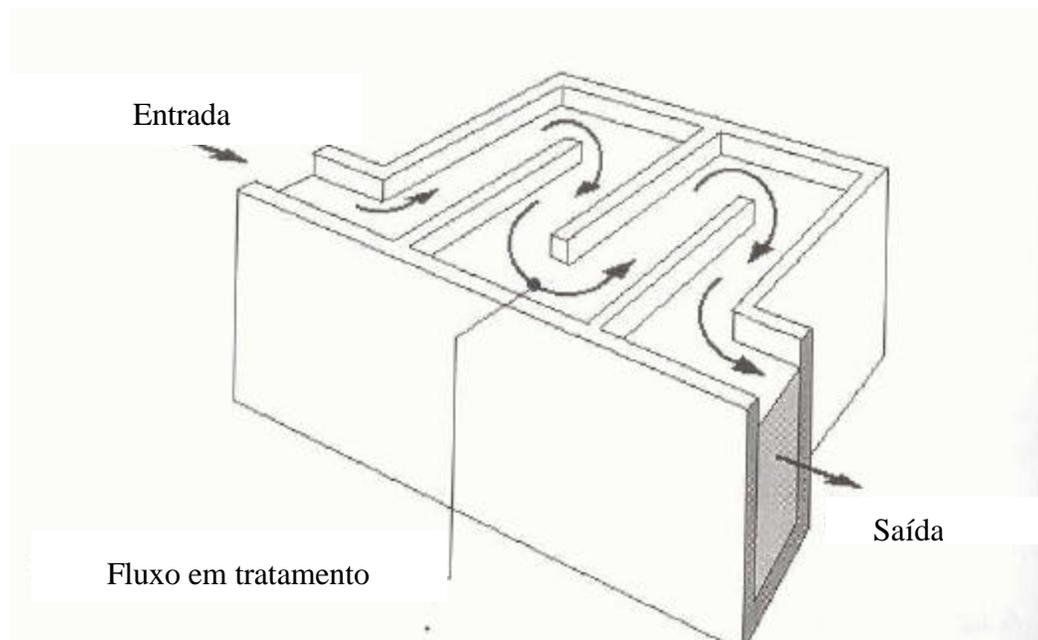
Os flocladores de chicanas consistem em tanques, providos de canais internos, nos quais a água escoar numa velocidade fixa, produzindo certa turbulência, em cada mudança de direção do fluxo, fazendo um giro de 180° ao final de cada canal, ilustrado na Figura 4.

Os mais comuns são os de fluxo horizontal e os de fluxo vertical. Ocorre uma perda de carga h_f principalmente por:

- a. Mudança de direção e turbulência;
- b. Por alargamento e contração da seção;
- c. Por atrito nos trechos retos.

Entretanto, os flocladores de chicanas apresentam algumas desvantagens, tais como:

- i. maior perda de carga (maior gradiente de velocidade) nos giros de fluxo a 180° em relação aos trechos retos;
- ii. nos caso de chicanas fixas, a velocidade é constante para cada fluxo. No caso de variações na vazão, a velocidade muda também, podendo ser muito elevada ou muito baixa.



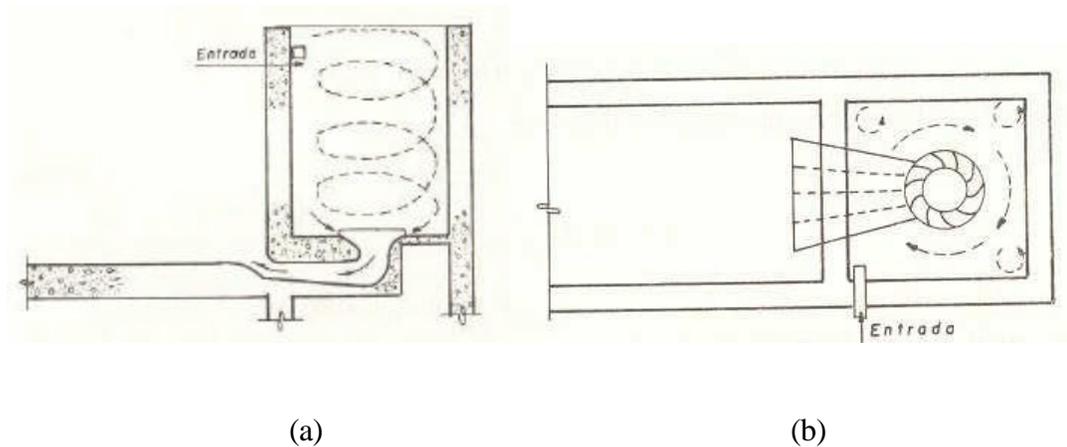
Fonte: Vianna (1997).

Figura 4. Floclador hidráulico do tipo chicanas.

Flocladores de Fluxo Helicoidal

Nesse tipo de floclador (também chamado de fluxo tangencial ou de fluxo espiral) a energia hidráulica é usada para gerar um movimento helicoidal à água através de

dispositivos de entrada e saída de fluxo localizados em sentidos opostos, criando um par mecânico e imprimindo um movimento de rotação da massa líquida (Arboleda, 1973; Richter e Netto, 1991). A Figura 5 mostra o *design* de um floculador de fluxo helicoidal.



Fonte: Richter e Netto (1991).

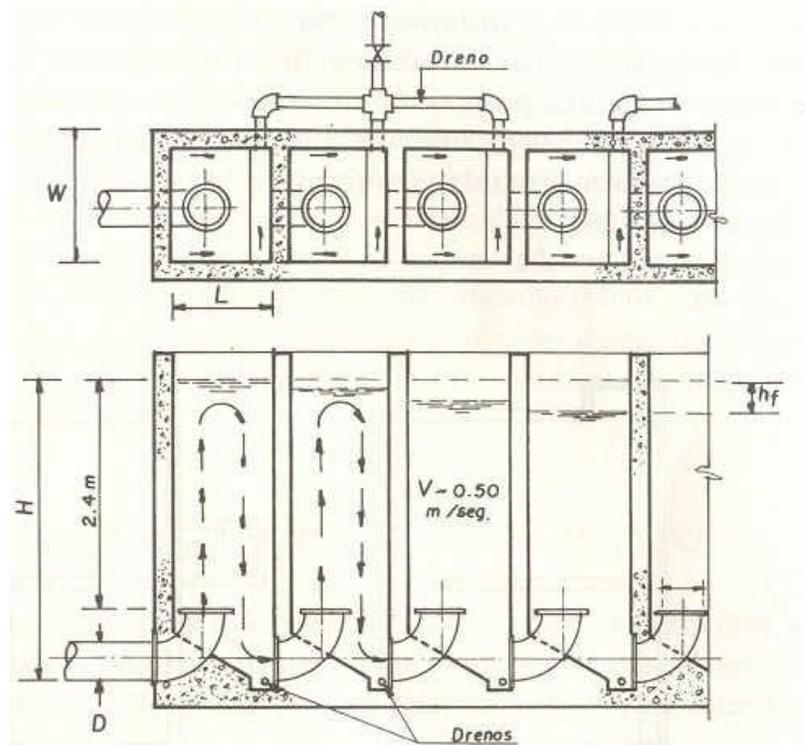
Figura 5. Floculador Helicoidal, (a) Vista em corte e (b) vista em planta.

Floculadores hidráulicos de fluxo helicoidal não são tão difundidos quanto os floculadores mecânicos e os floculadores de tabiques. Arboleda (1973) cita que o Instituto de Engenharia da Universidade Nacional Autônoma do México (UNAM) desenvolveu estudos em unidades deste tipo, com o objetivo de estabelecer parâmetros para tais floculadores. Oliveira (1979, 1981) avaliou o desempenho e as características ortocinéticas da corrente helicoidal utilizando esse tipo de floculador com câmara cilíndrica (evitando zonas mortas) na estação de tratamento de água do município de Atlântida-RS e constatou a eficiência de floculação, em termos de remoção de turbidez, sendo viável tecnicamente para pequenas plantas de tratamento (baixo gradiente de velocidade). Ambas pesquisas verificaram a limitação que ocorre com o emprego desse tipo de floculador para vazões relativamente grandes, sendo necessário aumentar demasiadamente o número de câmaras, resultando em perda de simplicidade e economia na estrutura.

Floculadores Alabama

O Floculador do tipo Alabama é constituído por compartimentos interligados pela parte inferior através de curvas de 90° voltadas para cima. O fluxo pode ser ascendente e

descendente no interior do mesmo compartimento. Bocais removíveis instalados na saída do reator permitem ajustar a velocidade às condições de cálculo ou de operação (Richter e Netto, 1991). De acordo com Vianna (1997) os flocos trazidos pela corrente afluyente, de sentido ascendente, chocam-se com os levados pela corrente efluente, de sentido descendente, resultando no crescimento dos flocos. Deste modo, segundo o mesmo autor, possibilita a existência de menos câmaras que os flocladores de chicanas verticais. A Figura 6 ilustra um floclador Alabama.



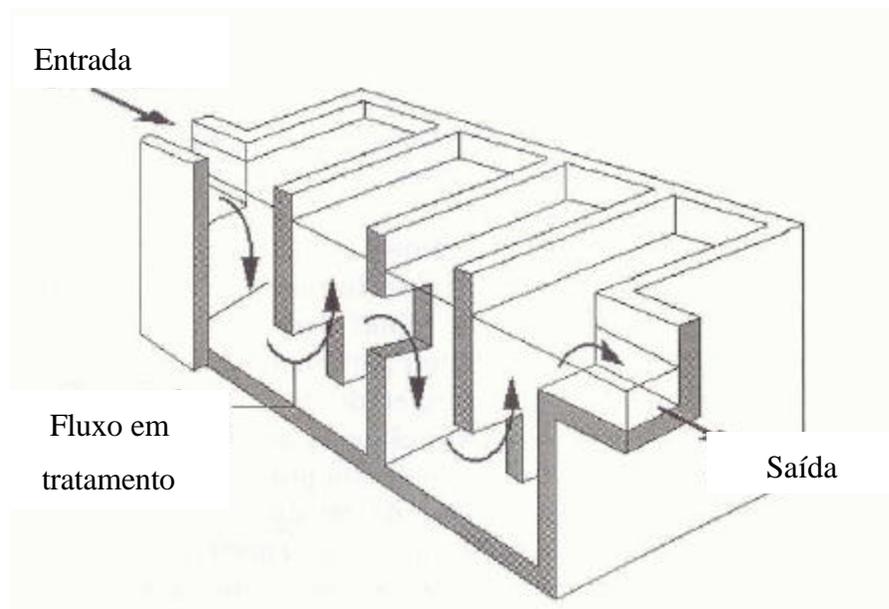
Fonte: Richter e Netto (1991).

Figura 6. Floclador do tipo Alabama.

Flocladores Cox

Esse floclador foi desenvolvido por Cox para a Fundação de Serviços de Saúde Pública do Brasil (atual FNS) e a primeira unidade foi instalada em Pirapora-MG (Richter e Netto, 1991). Segundo Vianna (1997) esse tipo de floclador apresenta um pequeno número de câmaras, e as interligações entre as câmaras alternam posições superiores e inferiores, conforme mostra a Figura 7. Como principal vantagem desse tipo de floclador

pode-se citar o reduzido número de compartimentos e como principal desvantagem, cita-se a desuniformidade do grau de agitação conferido à massa líquida.

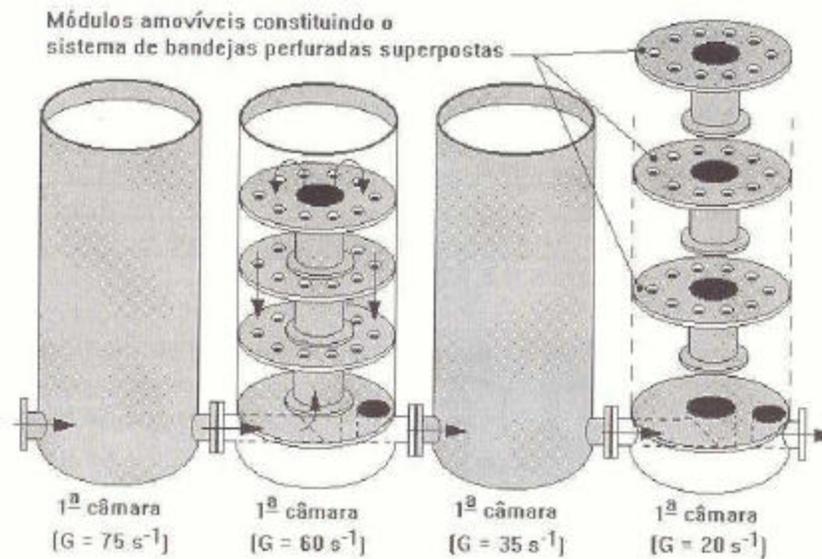


Fonte: Vianna (1997).

Figura 7. Floclador do tipo Cox.

Floculadores do Tipo Bandejas Perfuradas

Esse tipo de floclador foi concebido no final de 1970, sendo especialmente utilizado em estações de tratamento de água pré-fabricadas (Vianna, 1997). A concepção original desse tipo de floclador é mostrada na Figura 8. A água é introduzida na parte superior de cada câmara de floculação. Ao escoar no sentido descendente, ela passa através de orifícios existentes numa sucessão de bandejas perfuradas, interpostas perpendicularmente à direção do fluxo. A passagem da água através desses orifícios gera a turbulência necessária para que ocorra a floculação. Ao atingir a parte inferior de cada câmara, a água é então conduzida à câmara seguinte através de um duto.

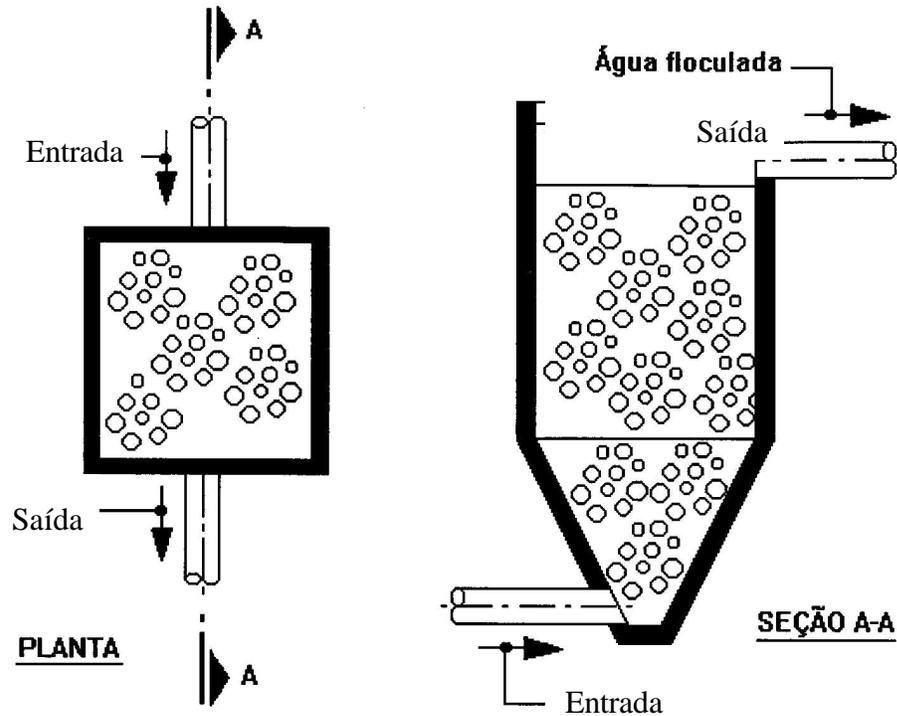


Fonte: Vianna (1997).

Figura 8. Floculador do tipo bandejas perfuradas.

Floculadores de Meio Poroso

A floculação em meio poroso consiste na passagem da suspensão após adição do polímero floculante através de um meio granular contido em um tanque (fluxo vertical), mostrado na Figura 9, ou canal (fluxo horizontal). A floculação em meio poroso, também conhecido como meio granular, tem sido alvo de pesquisa devido à sua elevada eficiência e baixo custo (Richter e Netto, 1991; Vianna, 1997). Segundo Cubas e Sens (2003) o meio granular simula vários compartimentos em série e ocupa menos espaço e menor tempo de detenção do que tanques usados em estações convencionais. O grande inconveniente deste tipo de floculador é a obstrução do meio, não sendo recomendado para instalações com capacidade superior a $0,1 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, apresentando elevada eficiência somente em fluxo laminar (Richter e Netto, 1991; Cubas e Sens, 2003).



Fonte: Richter e Netto (1991).

Figura 9. Floculador de meio poroso.

Vantagens e desvantagens do floculadores hidráulicos

A Tabela 3 resume as principais vantagens e desvantagens dos floculadores hidráulicos.

Tabela 3. Principais vantagens e desvantagens dos floculadores hidráulicos.

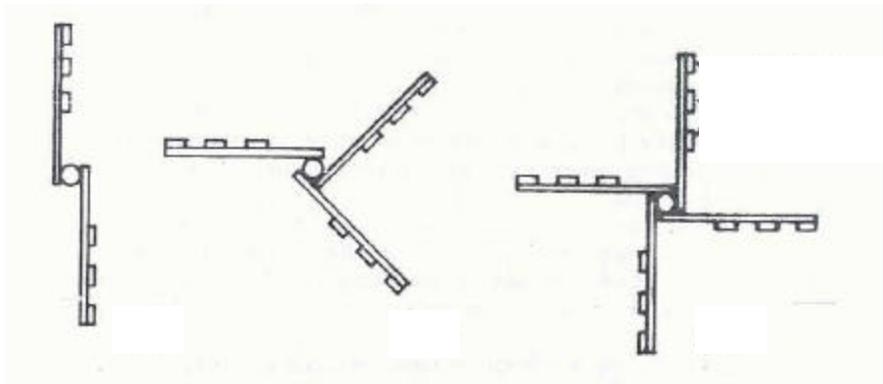
Vantagens	Desvantagens
<ul style="list-style-type: none"> - Fluxo próximo ao pistonado; - Não requer equipamentos; - Não consome energia elétrica; - Ideal para instalações de pequeno porte. 	<ul style="list-style-type: none"> - Não há flexibilidade na alteração do G; - Normalmente ocupa um grande espaço.

2.6.2 FLOCULADORES MECÂNICOS

Os floculadores mecânicos requerem uma fonte de energia externa para mover um agitador num tanque ou uma série de tanques, no qual a suspensão permanece por um tempo teórico de detenção t_d . Segundo o movimento do agitador são classificados em *rotativos* ou *alternados*. Os primeiros podem ser de baixa velocidade de rotação (palhetas) ou de alta velocidade de rotação (turbinas e hélice), podendo ser de eixo vertical ou horizontal. Os segundos consistem em pás de madeira que se movimentam verticalmente e alternadamente (*walking beams*) ou em sistemas oscilantes como cintas (*ribbons flocculator*) que se movimentam no sentido horizontal dentro do tanque. Em ambos os casos a energia transferida para a massa líquida é diretamente proporcional a energia com que se desloca o elemento mecânico dentro dela (Arboleda, 1973).

Floculadores de Palhetas

Esses floculadores rotativos possuem um sistema de palhetas aderidas por um eixo horizontal ou vertical, que gira movido por um motor elétrico, deslocando a água e produzindo trabalho. Esses agitadores podem ter dois, três ou quatro braços, e, em cada braço podem ter duas ou mais palhetas unidas por um eixo central, conforme mostra a Figura 10.

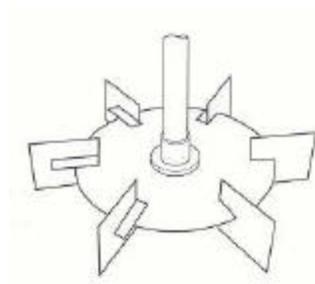


Fonte: Arboleda (1973).

Figura 10. Diferentes arranjos de agitadores do tipo palhetas.

Floculadores de Turbinas e de Hélice

Os floculadores do tipo turbinas e de hélices, normalmente são mais compactos e podem gerar mais energia quando são operados em alta velocidade. Essencialmente, os floculadores do tipo turbina consistem num eixo central no qual é atribuído um ou mais discos providos de aletas, conforme mostrado na Figura 11-a (Metcalf e Eddy, 2003). Os floculadores do tipo hélice apresentam aletas ligadas diretamente ao eixo central de rotação (Figura 11-b). A velocidade de rotação desses agitadores é maior do que nos floculadores de palhetas. Em algumas plantas, floculadores de turbinas ou hélice são empregados para os primeiros tanques (que se requer um maior gradiente de velocidade) e de palhetas para os tanques que promoverão a etapa de agitação lenta.



(a)

Fonte: Metcalf e Eddy (2003).



(b)

Figura 11. Agitador do tipo turbina (a) e do tipo hélice (b).

Vantagens e desvantagens dos floculadores mecânicos

A Tabela 4 apresenta as principais vantagens e desvantagens dos floculadores mecânicos.

Tabela 4. Principais vantagens e desvantagens dos floculadores mecânicos.

Vantagens	Desvantagens
<ul style="list-style-type: none"> - Formação de flocos densos; - Possibilidade de mudança da velocidade de agitação de acordo com a necessidade de tratamento; - Agitação constante e homogênea. 	<ul style="list-style-type: none"> - Produção de curto-circuitos ou zonas mortas; - Dependência de equipamentos; - Consumo de energia elétrica; - Necessidade de manutenção eletromecânica.

De acordo com Hudson e Wolfman (1957) citados por Arboleda (1973), o problema de curto-circuitos gerados em flocladores por agitação mecânica é o principal empecilho na comparação de resultados de floclação obtidos em testes de jarros com os dados obtidos nas plantas de tratamento. Isso ocorre pois no teste de jarros a água e os reagentes ficam retidos em sua totalidade nas células durante o tempo do ensaio, não ocorrendo curto-circuitos. E o oposto ocorre nas câmaras de floclação, onde parte da água passa rapidamente enquanto outra fica retida por períodos mais prolongados.

2.6.3 FLOCULADORES PNEUMÁTICOS OU FLOCULAÇÃO ASSISTIDA POR AR

A agitação necessária para a formação dos flocos pode ser realizada pela introdução de ar no sistema. A diferença de densidade entre as bolhas de ar e a água faz com que as bolhas ascendam até a superfície. À medida que as bolhas sobem, provocam o deslocamento da água, e, conseqüentemente a mistura necessária para floclação. Nesse caso, o gradiente de velocidade atingido pode ser controlado pela regulagem do fluxo de ar. Nos estudos de floclação pneumática publicados, normalmente utilizam-se câmaras ou colunas onde o ar é injetado através de um difusor (McConnachie, 1984; Sincero *et al.*, 2003).

A floclação pneumática em linha de um fluxo bifásico (ar-água), promovida por misturadores, pode ser explicada por mecanismos similares aos da floclação pneumática em câmaras. Neste processo, a agitação necessária para promover a floclação é incrementada pela injeção de ar, através de difusores, no fluxo contendo o efluente a ser tratado e o agente desestabilizante. Dessa forma, o ar liberado na forma de bolhas, além de promover uma mistura do tipo pistão em misturadores instalados em linha, possui uma elevada eficiência de floclação para remoção das impurezas que se encontram suspensas (Sholji e Kazi, 1997).

Através dos princípios da floclação pneumática, muitos autores têm sugerido uma nova proposta de geração de flocos aerados, no qual, ocorre a dispersão do ar injetado sob forma de pequenas bolhas que se aderem e/ou aprisionam-se ao floco durante sua formação (Owen *et al.*, 1999; Fan *et al.*, 2000; Da Rosa, 2002; Jameson, 1999; Zhao, 2002). Dessa forma, obtêm-se flocos aerados que “flutuam” e são mais facilmente separados posteriormente numa célula de flotação (foco-flotação). Esses flocos aerados, ou também

designados aeroflocos, são estruturas compostas por partículas ou colóides floculados por polímeros catiônicos de alto peso molecular, contendo ar aprisionado na forma de microbolhas. Os flocos aerados formados normalmente são da ordem de centímetros, cuja velocidade de ascensão é significativamente maior do que a velocidade de bolhas de ar independentes.

Bratby (1980) cita a geração de um gradiente de velocidade local muito maior que o gradiente médio como uma das desvantagens da floculação promovida por ar difuso. Isso depende do tamanho de bolhas que é gerado pelos difusores disponíveis. Segundo o mesmo autor, o gradiente de velocidade máximo gerado é dado pela seguinte expressão.

$$G_{\max} = \frac{g \cdot Db(\mathbf{r} - \mathbf{r}_1)}{6 \cdot \mathbf{m}} \quad (9)$$

Onde: \mathbf{r} = densidade do líquido ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$);

\mathbf{r}_1 = densidade do ar na bolha ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$);

Db = diâmetro da bolha (m);

g = aceleração da gravidade ($9,81 \text{ m/s}^2$);

\mathbf{m} = viscosidade absoluta ($10^{-3} \text{ N} \cdot \text{s} \cdot \text{m}^{-2}$, para água a 20°C).

A Tabela 5 mostra os valores de G_{\max} para uma faixa de tamanho de bolhas.

Tabela 5. Valores de G_{\max} gerados por uma faixa de diâmetros de bolha (água a 20°C).

Diâmetro da Bolha (mm)	G_{\max} (s^{-1})
0,01	16
0,05	82
0,1	163
0,15	245
0,5	816
1,0	1633
2,0	3265

Fonte: Bratby, J. Coagulation and Flocculation, p. 226, 1980.

Entretanto, segundo Masschelein (1992) citado por Metcalf e Eddy (2003) o diâmetro médio de bolhas formadas neste processo é de 5 mm, num fluxo médio de ar de 10 percento do fluxo líquido. O gradiente de velocidade devido a formação de bolhas nessa faixa varia de 200 a 8200 s^{-1} . Para o caso de bolhas extremamente pequenas, da ordem de micrômetros, o valor de G_{max} também será pequeno, tornando-se praticamente desprezível.

A Tabela 6 apresenta as principais vantagens e desvantagens da floculação pneumática.

Tabela 6. Principais vantagens e desvantagens dos floculadores pneumáticos.

Vantagens	Desvantagens
<ul style="list-style-type: none"> - Possibilidade de formação de flocos aerados, facilitando posterior separação; - Regulagem da agitação pelo controle da vazão de ar. 	<ul style="list-style-type: none"> - Necessidade de energia e equipamento específico para dispersão do ar.

3 EXPERIMENTAL

3.1 MATERIAIS

3.1.1 REAGENTES

Os reagentes empregados nos ensaios de floculação foram: $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ marca Synth para formação dos precipitados coloidais, $\text{Ca}(\text{OH})_2$ para ajuste do pH. Os polímeros catiônicos investigados foram: Mafloc 440C de baixo peso molecular, Mafloc460C de peso molecular médio, Mafloc 490C de alto peso molecular, fornecidos pela empresa SNF/Floerger[®] do Brasil Ltda, e o polímero Nalco 8589 fornecido pela Nalco[®] Brasil Ltda. Nos estudos da definição do modelo de dispersão foi utilizado o corante azul de metileno como traçador, fornecido pela Nuclear[®]. Todos os reagentes empregados foram de pureza analítica e a água utilizada foi de abastecimento público de Porto Alegre.

3.1.2 EQUIPAMENTOS

Para o desenvolvimento deste estudo foi projetado e construído um sistema contínuo em escala semipiloto, para geração de flocos (aerados ou não), com capacidade de 0,12 a 0,6 $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ (2 a 10 $\text{L} \cdot \text{min}^{-1}$), mostrado na Figura 12(a), e o vaso saturador para dissolução do ar em água, na Figura 12(b).



(a)



(b)

Figura 12. Sistema semipiloto montado para avaliação da eficiência de geração de flocos do RGF (a); e, vaso saturador (b).

O detalhamento técnico do sistema semipiloto empregado na geração dos flocos no RGF, é apresentado na Figura 13, sendo constituído pelos seguintes itens:

- Unidade de preparo e dosagem de floculante;
- Preparo da solução sintética de $\text{Fe}(\text{OH})_3$;
- Unidade de ar comprimido;
- Unidade de geração de flocos (RGF);
- Bomba de alimentação;
- Instrumentação e controle.

A descrição detalhada destes itens está apresentada a seguir.

Unidade de preparo e dosagem do floculante

Esta unidade é composta por:

- Um tanque de poliestireno com 5 litros de capacidade e um misturador do tipo hélice (70 W), marca Fisatom.
- Uma bomba dosadora peristáltica Masterflex modelo 7518-10 da *Cole-Palmer Instruments Company*, com mangueira 6409-13 marca Tygon®.

Preparo da solução sintética de $\text{Fe}(\text{OH})_3$

- Dois tanques de fibra de vidro com FeCl_3 capacidade de 500 L cada e com misturadores do tipo pneumático.

Unidade de ar comprimido

- Um compressor marca Schulz, com capacidade de deslocamento de 280 $\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$, potência do motor de 2,0 CV;
- Um vaso saturador com 90 cm de altura e diâmetro de 10 cm, e um leito com uma altura de 50 cm preenchido por anéis de Pall (25 mm de diâmetro e 25 mm de altura);
- Um sistema de filtro de ar e regulador de pressão (0 a 7 $\text{kgf}\cdot\text{cm}^{-2}$).

Unidade de geração de flocos (RGF)

- Um reator gerador de flocos (RGF) fabricado com um tubo de poliuretano com diâmetro interno de 0,0125 m, envolto na parte externa de uma coluna fixa de polivinil cloreto (PVC), com raio interno de 0,05 m, composto por 32 unidades anelares.

Bombas de alimentação

- Uma bomba helicoidal marca Netzsch modelo 2NE30A para alimentação do efluente no RGF com vazão de trabalho de 1 até 30 $\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$ e potência do motor de 1,5 CV;
- Uma bomba helicoidal marca Netzsch modelo 2NE15A para alimentação de água de abastecimento no saturador com vazão de trabalho entre 0,4 e 5 $\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$, e potência do motor de 0,5 CV.

Instrumentação e controle

- Controlador de vazão de alimentação da bomba Netzsch modelo 2NE30A via variador de frequência modelo CFW 07 da Weg;
- Controlador de vazão de alimentação da bomba modelo 2NE15A através de um regulador mecânico da Ringcone modelo NS-400;
- Um medidor de pressão manométrico na entrada do RGF;
- Válvula agulha com diâmetro de ¼” (0,635 cm) na saída do vaso saturador;
- Rotômetros de anel Viton[®], modelo F45375, para medida da vazão de saída do tanque de alimentação do vaso saturador com faixa de trabalho entre 0,4 e 8 L.min⁻¹.

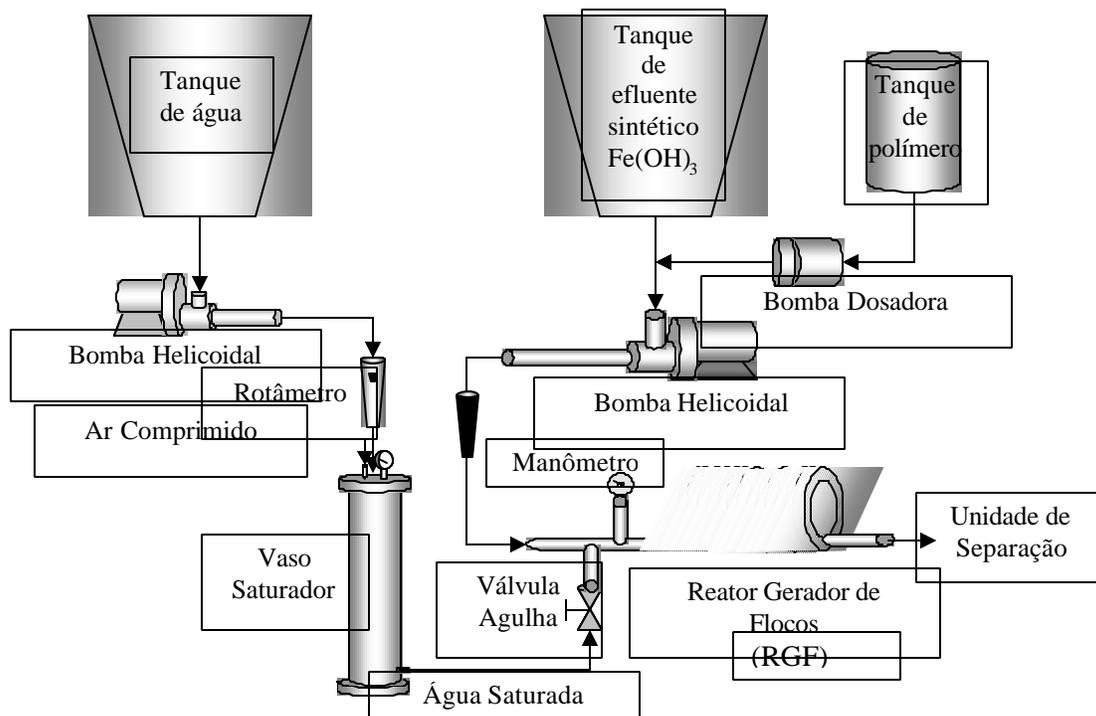


Figura 13. Sistema utilizado para geração de flocos com o emprego do RGF.

3.2 MÉTODOS DE CARACTERIZAÇÃO DO PROCESSO

3.2.1 ANÁLISES

A turbidez residual do sobrenadante foi medida pelo método nefelométrico utilizando um turbidímetro marca HANNA, modelo 5179, e o volume de sólidos sedimentáveis foi medido com a utilização do cone Imhoff. O tamanho dos flocos foi

obtido através de análise fotográfica utilizando uma câmera digital Sony modelo DSC. Um cronômetro digital foi empregado para medida do tempo de sedimentação ou ascensão dos flocos. O pH foi ajustado com um pHmetro marca Analion, modelo PM 608. Nos estudos de avaliação do modelo de dispersão, a concentração de azul de metileno foi medida por absorção molecular utilizando um espectrofotômetro Merck SQ 118 no comprimento de onda de 660 nm. Todas as análises foram feitas de acordo com o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 1995).

Estudos de floculação em teste de jarros (Jar Test)

Estudos de floculação com o $\text{Fe}(\text{OH})_3$, formado a partir da precipitação do $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ com $\text{Ca}(\text{OH})_2$ em pH $7,5 \pm 0,5$, e temperatura ambiente, foi realizado no teste de jarros em diferentes concentrações de Mafloc 490C ($0,5$ a $7 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$), em células de 500 mL. A agitação promovida para a formação de flocos foi realizada nas seguintes condições: 1 minuto a 120 rpm (rotações por minuto) e 5 minutos a 30 rpm. Posteriormente, a velocidade de sedimentação dos flocos formados foi medida com a utilização de uma proveta de 100 mL.

A eficiência de floculação, na determinação do melhor tipo e concentração de floculante, foi avaliada qualitativamente em termos da velocidade de sedimentação dos flocos e turbidez residual do sobrenadante.

Estudos de floculação em linha

O sólido (modelo) utilizado nos ensaios de floculação foi o $\text{Fe}(\text{OH})_3$, formado a partir da precipitação do $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ com $\text{Ca}(\text{OH})_2$ em pH $7,5 \pm 0,5$, e temperatura ambiente. O polímero Mafloc 490C foi dosado em linha, na mistura contendo água e $\text{Fe}(\text{OH})_3$ e bombeado através do RGF para formação dos flocos (aerados ou não). A adição de água saturada com ar na entrada do reator foi utilizada com o objetivo de formar flocos aerados. O ar utilizado para saturação da água foi proveniente de um compressor de ar. As microbolhas de ar foram formadas pela despressurização da solução saturada de ar sob pressão controlada através de um constritor de fluxo (válvula agulha), da mesma forma que na flotação por ar dissolvido – FAD (Edzwald, 1995; Liers *et al.*, 1996; Kiuru, 2001; Rubio *et al.*, 2001). Após a saída do reator, o efluente foi conduzido para uma etapa posterior de

separação sólido/líquido, onde foram avaliadas as suas velocidades de sedimentação (flocos não aerados) e de ascensão (flocos aerados). A velocidade de sedimentação dos flocos não aerados e de ascensão dos flocos aerados foi calculada a partir da medida do tempo necessário para percorrer uma distância fixa. As medidas foram realizadas pela observação direta dos flocos individualmente e de forma aleatória, após a saída do RGF.

Foram estudados 5 modelos distintos de reatores na geração de flocos com comprimento/volume variável, e diâmetro interno de 0,0125 m. As características construtivas são descritas na Tabela 7. Para fins de nomenclatura, e comparação com os demais reatores, a ausência do reator foi designado como “RGF 1”.

Tabela 7. Características dos reatores empregados na geração de flocos.

Modelo de Reator	Número de anéis	Comprimento (m)	Volume (L)	Tempo de residência (s)			
				2 L.min ⁻¹	3 L.min ⁻¹	4 L.min ⁻¹	5 L.min ⁻¹
RGF 1	0	0	0	-	-	-	-
RGF 2	16	6	0,6	18,0	12,0	9,0	7,2
RGF 3	32	12	1,2	36,0	24,0	18,0	14,4
RGF 4	48	18	1,8	54,0	36,0	27,0	21,6
RGF 5	64	24	2,4	72,0	48,0	36,0	28,8

3.2.2 ESTUDOS COM FLOCOS NÃO AERADOS

Uma alíquota de 1 litro do efluente com os flocos não aerados após a saída do RGF foi colocado em uma proveta (1 L) para medida do tempo de sedimentação, Figura 14 (a). A turbidez do sobrenadante e o volume dos sólidos sedimentáveis foram medidos para as vazões de alimentação de 2, 4, 6 e 8 L.min⁻¹ para os diferentes RGFs, em tempos variados (de 1 a 30 minutos).

A densidade dos flocos gerados foi calculada utilizando a equação de Stokes a partir dos dados de velocidade de sedimentação e das medidas do tamanho dos flocos (obtidos por análise fotográfica e comparação direta com escala graduada fixa à proveta). A

dimensão fractal foi obtida através da correlação logarítmica entre a massa e o tamanho dos flocos, considerando os flocos esféricos (Gregory, 1997).

3.2.3 ESTUDOS COM FLOCOS AERADOS

Nos estudos com flocos aerados foram utilizadas microbolhas no intervalo de 30 a 70 μm e introduzidas anteriormente ao RGF. Após a saída do RGF, a separação sólido/líquido foi realizada em uma coluna de flotação, conforme Figura 14 (b), onde o tempo de ascensão dos flocos foi medido. Devido ao excessivo número de flocos na coluna de flotação, uma célula de ascensão foi adaptada acima da coluna de flotação para melhor visualização da ascensão dos flocos de forma individualizada. As dimensões da coluna de flotação e da célula de ascensão são mostradas na Tabela 8.

O efeito de variáveis operacionais, tais como: razão de reciclo, pressão de saturação e o valor da razão ar/sólidos, foram avaliadas na geração de flocos aerados. Os ensaios foram realizados nas pressões de saturação de 2, 3, 4, 5 e 6 atmosferas, com um tempo de saturação mínimo de 20 minutos, antes de cada ensaio. Foram avaliadas as seguintes razões de reciclo: 10, 20, 30, 40 e 50%.

O estudo do efeito da razão ar sólidos foi realizado mantendo-se fixa a razão de injeção de microbolhas (10%) e variando-se a pressão de saturação, de 2 a 6 atm. O cálculo da razão ar/sólidos foi feito através da utilização da seguinte expressão:

$$as = \frac{Q_{rec}.Var}{Q_{a\ lim} .[sól]} .E \quad (10)$$

Onde:

as = razão ar/sólidos (mL.mg^{-1});

Q_{rec} = vazão de reciclo (L.min^{-1});

Var = volume teórico de ar dissolvido por litro de água, dado pela lei de Henry (mL.L^{-1});

Q_{alim} = vazão de alimentação (L.min^{-1});

$[sól]$ = concentração de sólidos (mg.L^{-1});

E = eficiência do saturador (80%).

Tabela 8. Dimensões da coluna de flotação e da célula de ascensão empregadas na medida do tempo de ascensão dos flocos aerados.

	Altura (cm)	Diâmetro (cm)	Volume (L)
Coluna de flotação	70	6	1,9
Célula de ascensão	54	4,8	1,2

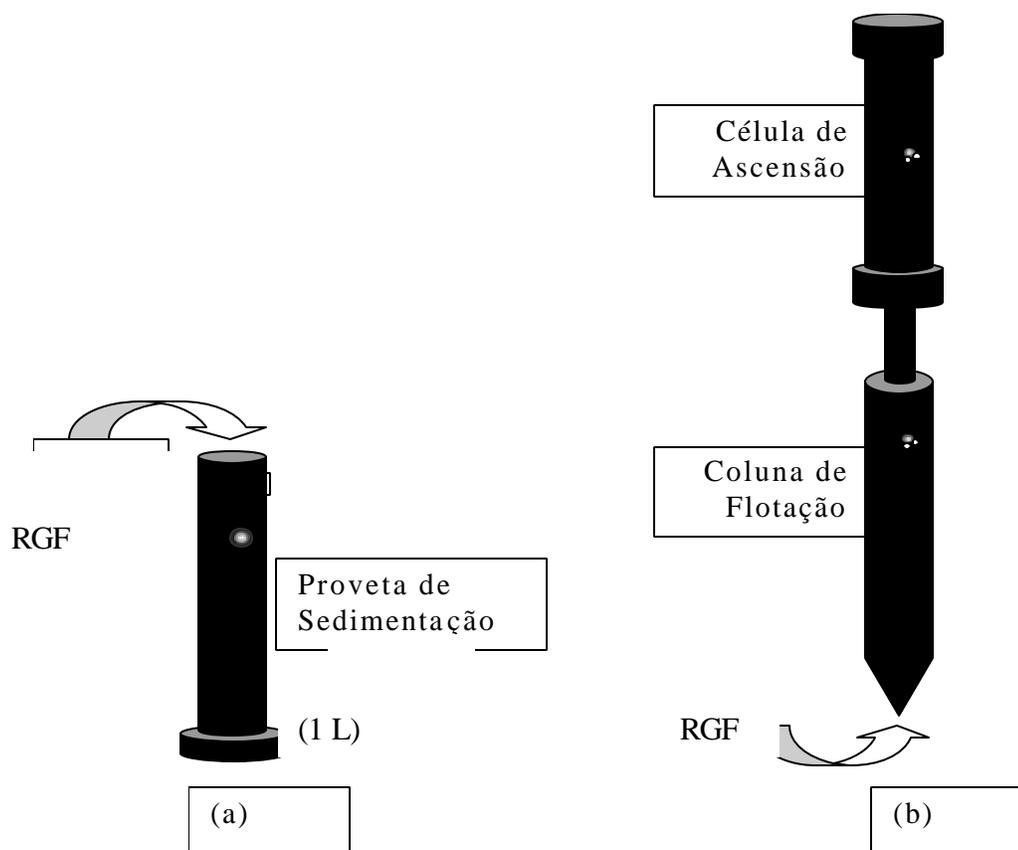


Figura 14. Unidades de separação dos flocos gerados no RGF. Sedimentação (a) e flotação com injeção de microbolhas (b).

3.2.4 ESTUDO DO REGIME HIDRODINÂMICO DO RGF

A avaliação do modelo de dispersão do traçador no RGF foi realizada mediante a introdução de uma dosagem instantânea de 1 mL de uma solução de azul de metileno na concentração de 10000 mg.L^{-1} . Para a análise da concentração de azul de metileno as amostras foram coletadas em intervalo de 5 segundos e acondicionadas em frascos de polietileno. Foram coletadas 20 amostras para a vazão de alimentação de 3 L.min^{-1}

investigada. Os ensaios foram realizados em triplicata e os resultados são a média aritmética dos valores obtidos. A avaliação do modelo de dispersão longitudinal seguiu o número de dispersão descrito em Levenspiel (1999).

O gradiente de velocidade foi calculado a partir da perda de carga entre a entrada e saída do RGF com a utilização de manômetros. Os valores obtidos foram convertidos para metro de coluna d'água e aplicados na fórmula do gradiente de velocidade (Equação 5), para flocladores hidráulicos. A determinação teórica do número de Reynolds (Re) foi feita mediante aplicação direta da Equação (7).

3.3 PARÂMETROS DE AVALIAÇÃO

A avaliação do desempenho do Reator Gerador de Flocos (RGF), e a otimização deste foram feitos através da monitoração da velocidade de separação dos flocos. A eficiência de separação foi avaliada através das maiores velocidades de separação, as quais, correspondem às condições de formação de flocos maiores e, portanto, mais facilmente separados. Foi medido o tempo de sedimentação dos flocos não aerados e o tempo de ascensão dos flocos aerados. Ainda, para os flocos não aerados foram feitas medidas da turbidez residual e do volume de sólidos sedimentáveis.

Todas as medidas do tempo de separação, tanto com flocos aerados como não aerados, foram realizados em triplicata, sendo que a medida do tempo de sedimentação ou ascensão foi feita no mínimo 25 vezes em cada condição experimental. Os resultados apresentados correspondem a média aritmética de todos os valores obtidos e foram analisados estatisticamente conforme modelo da ANOVA (*Analysis of Variance*) descrito em Montgomery (1991).

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nesse item são expostos e discutidos os principais tópicos relacionados com o projeto, construção e montagem do Reator Gerador de Flocos (RGF), e otimização deste, através das características físicas dos flocos gerados (aerados ou não). Os principais parâmetros avaliados foram o tipo de RGF, o efeito da concentração de polímero floculante, o efeito da vazão de alimentação, o efeito da concentração de sólidos ($\text{Fe}(\text{OH})_3$), e o estudo do efeito das variáveis operacionais na formação de flocos aerados, tais como, pressão de saturação, razão de reciclo e a razão ar/sólidos.

4.1 CONCEPÇÃO, PROJETO, CONSTRUÇÃO E MONTAGEM DO REATOR GERADOR DE FLOCOS (RGF)

Configurações curvas de tubos circulares são freqüentemente utilizadas na indústria, principalmente como trocadores de calor, reatores químicos, unidades de osmose reversa, membranas helicoidais de oxigenação de sangue (Agrawal e Nigam, 2001), e reações de polimerização enzimática (Buchanan *et al.*, 1998). De acordo com Streeter (1961), tubulações fechadas, de seção quadrada ou circular, apresentam um fluxo secundário, que se caracteriza por um fluxo centrípeto com um movimento ao longo das paredes laterais e próximo ao centro do tubo, aumentando a resistência ao escoamento. Segundo Agrawal e Nigam (2001), o fluxo secundário que é característico de tubos helicoidais apresenta as seguintes vantagens:

1. maior gradiente de pressão axial;
2. maior número de Reynolds para transição para fluxo turbulento;
3. distribuição do tempo de residência que se aproxima a um fluxo pistão;
4. maiores taxas de transferência de calor e de massa por unidade de pressão axial.

Alguns autores avaliaram o emprego de sistemas tubulares como floculadores, em escala de laboratório, na formação de flocos de levedura (Gregory, 1988), bentonita (Elmaleh e Jabbouri, 1991), e, no tratamento de um efluente sintético e de um esgoto sanitário (Odegard *et al.*, 1992). De acordo com esses autores, o sistema tubular possibilita

eficientemente a formação de flocos, proporcionando a formação de flocos densos que são facilmente separados por sedimentação. Entretanto, não há evidências na literatura quanto à aplicação de unidades desse tipo como tecnologias aplicadas no tratamento de águas servidas.

A presente dissertação visou o desenvolvimento de uma técnica de floculação em linha para a geração de flocos (aerados ou não), aproveitando o fluxo hidráulico ao longo do reator tubular helicoidal, promovendo a agitação, com baixo tempo de residência. Ainda, a possibilidade de formação de flocos aerados é uma vantagem inovadora, pois permite obter uma cinética de separação via flotação (foco-flotação) superior em relação à simples sedimentação dos flocos. Segundo Arboleda (1973), além das vantagens citadas acima, quando se utilizam misturadores do tipo fluxo pistão, se empregam gradientes de velocidade muito mais elevados e por um tempo mais curto, para se obter a mesma eficiência de mistura. A Tabela 9 apresenta alguns valores típicos de G encontrados em trabalhos práticos em função do tempo de residência (t_r) (Sincero *et al.*, 2003).

Tabela 9. Valores típicos de G em função do tempo de residência.

t_r , s	G, s ⁻¹
<10	4000-1500
10-20	1500-950
20-30	950-850
30-40	850-750
40-130	750-700

Segundo Bratby (1980), esse sistema de fluxo helicoidal não apresenta gradientes de velocidades uniformemente distribuídos. A Figura 15 ilustra a dispersão de um afluente líquido no interior de um sistema tubular com regime fluxo pistão.

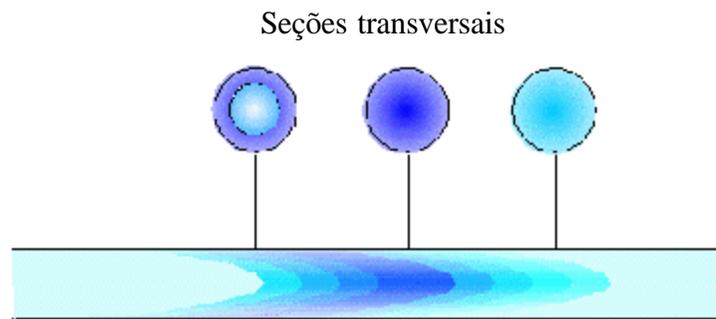
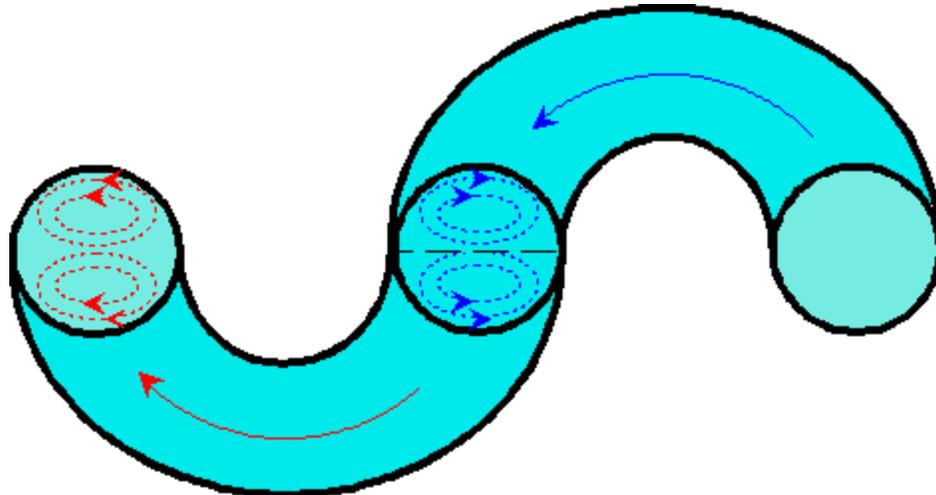


Figura 15. Dispersão da amostra num sistema tubular retilíneo.

A Figura 16 mostra o fluxo centrípeto radial comum em tubulações de seção fechada cilíndrica e que ocorre em fluxo tubular helicoidal. Essa Figura também mostra que quando a direção do fluxo inverte, o fluxo radial também inverte de direção. Essa inversão que ocorre no fluxo é muito eficiente para que ocorra uma mistura da massa líquida e reagentes, propiciando a formação dos flocos.



Fonte: <http://www.globalfia.com/course/lesson3.htm> (Acesso em: set. 2002).

Figura 16. Modelo de fluxo radial em reator tubular helicoidal.

Assim, a análise anterior permitiu estabelecer parâmetros de projeto para o “*design*” dos distintos reatores de floculação. O Reator Gerador de Flocos (RGF) foi desenvolvido em escala semipiloto e é mostrado na Figura 17. Este RGF é constituído por um tubo de

poliuretano transparente com diâmetro interno de 0,0125 m (1) enrolado na parte externa de uma coluna fixa de polivinil cloreto (PVC), com um raio interno de 0,05 m (2), onde:

- (3) sentido do fluxo helicoidal;
- (4) direção de escoamento do fluxo;
- (5) entrada do efluente contendo partículas coloidais e polímero;
- (6) injeção de microbolhas de ar;
- (7) saída dos flocos gerados para uma etapa posterior de separação sólido/líquido.

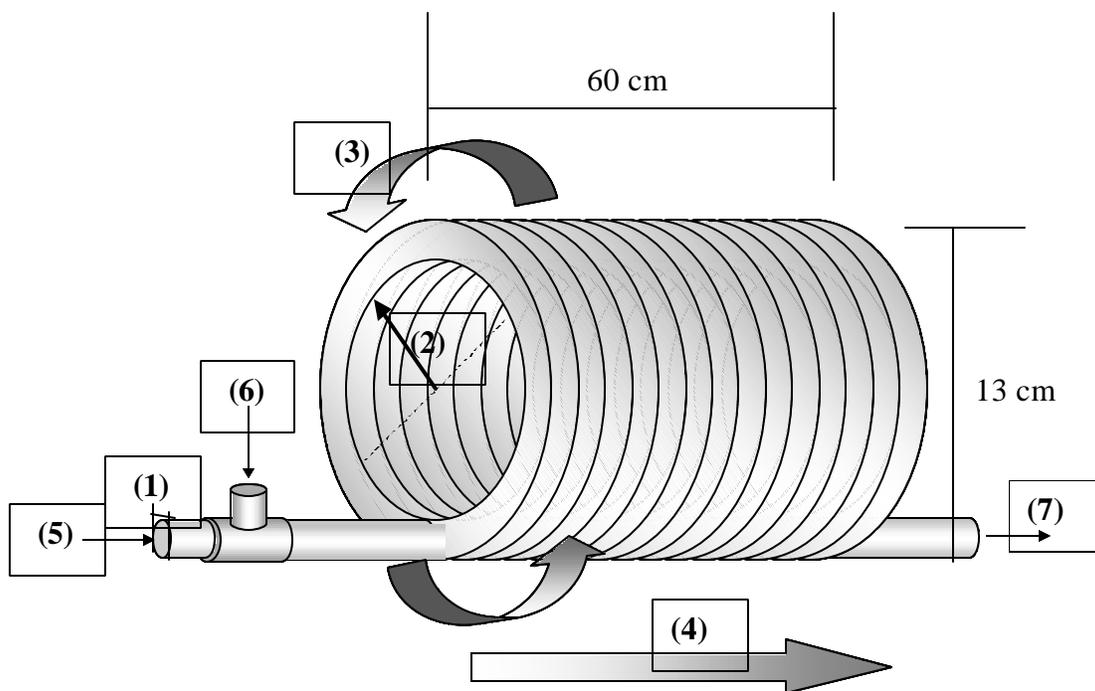


Figura 17. Reator Gerador de Flocos (RGF).

4.2 ESTUDOS DE GERAÇÃO E CARACTERIZAÇÃO DE FLOCOS NÃO AERADOS

Os resultados obtidos nos estudos da geração de flocos não aerados foram avaliados em função do tipo de reator, da concentração de floculante, da vazão de alimentação, da concentração de sólidos ($\text{Fe}(\text{OH})_3$), e discutidos em termos das propriedades físicas dos flocos gerados. Todos os ensaios foram feitos com água de abastecimento público, temperatura ambiente e $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$.

4.2.1 EFEITO DO TIPO DE FLOCULANTE

Foram avaliados quatro floculantes catiônicos com distintos pesos moleculares (Mafloc 440C, Mafloc 460C, Mafloc 490C e Nalco 8589) na concentração de $0,5 \text{ mg.L}^{-1}$, sendo os dados apresentados na Tabela 10.

Tabela 10. Avaliação de polímeros comerciais na floculação de precipitados coloidais de Fe(OH)_3 .

Floculante	Carga	Peso Molecular	Velocidade de Sedimentação (m.h^{-1})	Redução de Turbidez, %
Mafloc 440C	Catiônico	Baixo	12,30	79
Mafloc 460C	Catiônico	Médio	16,50	89
Mafloc 490C	Catiônico	Alto	21,90	89
Nalco 8589	Catiônico	-	11,60	82

De todos os polímeros floculantes testados, o floculante sólido Mafloc 490C (alto peso molecular) apresentou maior velocidade de sedimentação dos flocos formados, sendo o polímero utilizado para os demais ensaios. Os flocos formados com a utilização desse floculante apresentaram um maior tamanho e uma maior resistência à agitação em relação aos demais polímeros floculantes.

4.2.2 EFEITO DO TIPO DE RGF EMPREGADO

O efeito do tipo de reator empregado foi avaliado a partir da velocidade de sedimentação dos flocos gerados em uma etapa posterior ao RGF, levando em consideração a maior velocidade de separação em função da vazão de alimentação e da concentração do polímero. Os flocos de Fe(OH)_3 apresentaram um regime de sedimentação do tipo floculenta, entretanto, a variação na velocidade de queda dos flocos não foi tão significativa. Os resultados obtidos são mostrados na Tabela 11 e na Figura 18, onde para todos os reatores, as maiores velocidades de sedimentação variaram entre 10 e 19 m.h^{-1} , para a vazão de alimentação de 4 L.min^{-1} . Para as demais vazões de alimentação, a floculação foi ineficiente tanto nas vazões menores (2 L.min^{-1}) quanto nas maiores (6

$\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$). Na menor vazão, a ineficiência pode ser devida à baixa turbulência gerada no sistema. De fato, o polímero de alto peso molecular (empregado neste trabalho, Mafloc 490C) necessita de uma mistura mais enérgica para formação dos flocos. Na vazão mais elevada, a alta turbulência do sistema favorece a ruptura dos flocos prejudicando a velocidade de sedimentação.

De todos os reatores estudados nesta etapa, o RGF 3 apresentou melhor eficiência em termos de velocidade de sedimentação dos flocos gerados ($\sim 19 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$), na vazão de $4 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$, sendo utilizado para a investigação dos demais parâmetros. A Figura 19 mostra a formação e o crescimento dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ ao longo do reator (da esquerda para a direita).

Tabela 11. Valores médios de velocidade de sedimentação em função da vazão de alimentação e do tipo de reator empregado.

Vazão de alimentação ($\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$)	Velocidade de Sedimentação ($\text{m}\cdot\text{h}^{-1}$)				
	RGF 1	RGF 2	RGF 3	RGF 4	RGF 5
2	8,09	11,66	16,01	11,24	8,83
4	10,52	13,29	18,89	13,98	12,03
6	8,88	10,42	14,58	10,31	9,98

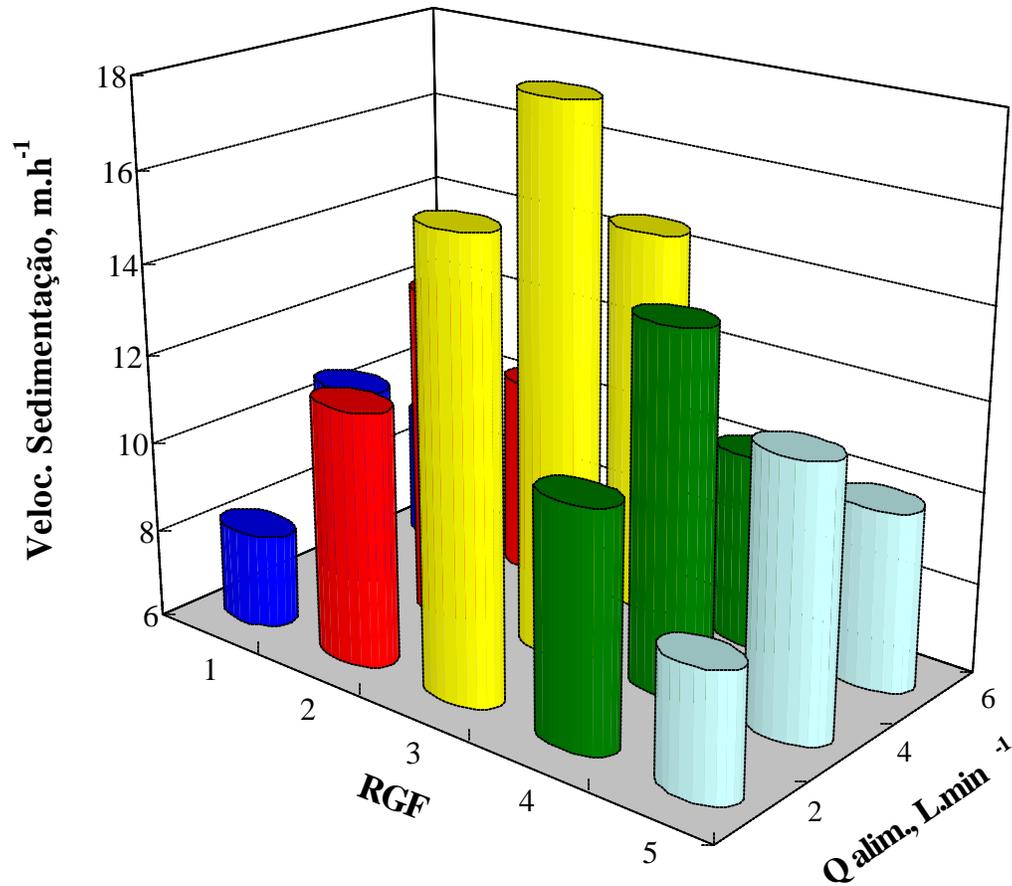


Figura 18. Velocidade de sedimentação dos flocos em função da vazão de alimentação e do tipo de reator. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg.L}^{-1}$, $[\text{Mafloc 490C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$.

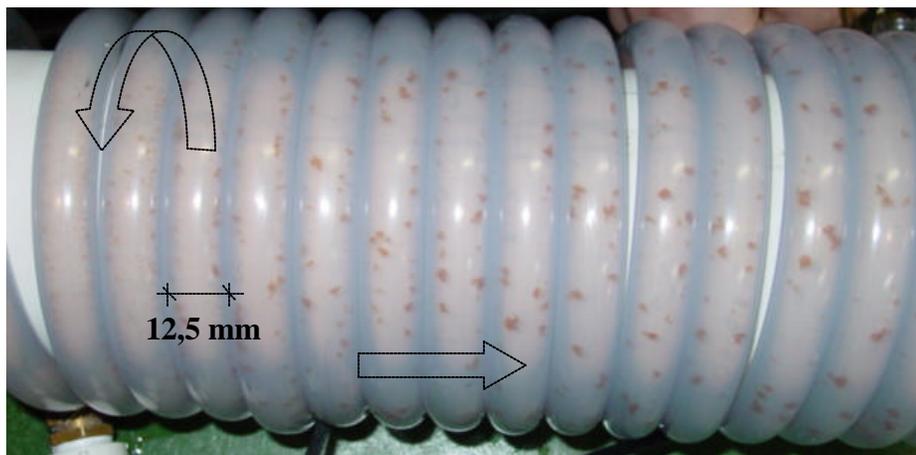


Figura 19. Formação e crescimento dos flocos ao longo do RGF. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg.L}^{-1}$, $[\text{Mafloc 490C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$; vazão de alimentação = 3 L.min^{-1} , RGF 3, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$.

4.2.3 EFEITO DA CONCENTRAÇÃO DO FLOCULANTE

As velocidades comparativas de sedimentação dos flocos gerados no RGF 3 e em testes convencionais de jarros (Jar Test) em função da concentração do polímero floculante Mafloc 490C são apresentadas na Figura 20. Os resultados mostram que para o RGF, a velocidade de sedimentação aumenta com o aumento da concentração de polímero devido à formação de flocos de maior tamanho, como observado por outros autores, em outros sistemas (Adachi e Tanaka, 1997; Gregory, 1997). Entretanto, a partir da dosagem de 5 mg.L⁻¹ de floculante, o aumento na velocidade de sedimentação para o RGF não foi significativo, sendo esta concentração utilizada nos demais ensaios. Os testes com o emprego do Jar Test mostram que as menores concentrações de polímero (0,5 e 1 mg.L⁻¹) apresentam maiores velocidades de sedimentação. Ainda, dosagens superiores a 2 mg.L⁻¹ apresentam velocidades de sedimentação menores, e praticamente constantes em todas concentrações estudadas.

Gregory (1988) avaliou comparativamente a eficiência de floculação através do monitoramento da adsorção do polímero floculante na superfície de suspensões de levedura, em reatores batelada (mistura completa) e contínuo (fluxo pistão), em escala laboratorial. O estudo em batelada foi feito utilizando células com agitação magnética, e, para o sistema contínuo foi empregado um tubo helicoidal (volume de 0,8 mL). O monitoramento da floculação foi feito com o emprego de um fotodetector, baseado na intensidade de luz transmitida através de medidas em linha dos flocos formados. Segundo esse autor, embora o sistema contínuo apresentasse um tempo de residência curto (< 5 segundos), em relação ao batelada (1-2 minutos), o sistema tubular proporcionou colisões entre partículas e polímero suficientes para promover a agregação. Entretanto, uma maior dosagem de floculante para o sistema contínuo foi necessária, para uma eficiência de floculação similar ao regime batelada. Esse fenômeno, descrito por Gregory (1988), é similar ao observado na Figura 20.

A taxa de agregação polimérica é função do número de partículas e do número de moléculas de polímero por unidade de volume. Nesse caso, a quantidade de polímero adicionada deve ser suficiente para promover a floculação e não deve ser excessiva em relação ao número de partículas, pois além de ter um excesso do floculante, eventualmente ocorre o processo contrário de restabilização das partículas (Gregory, 1988; Vlaski e Alaerts, 1997; Biggs *et al.*, 2000).

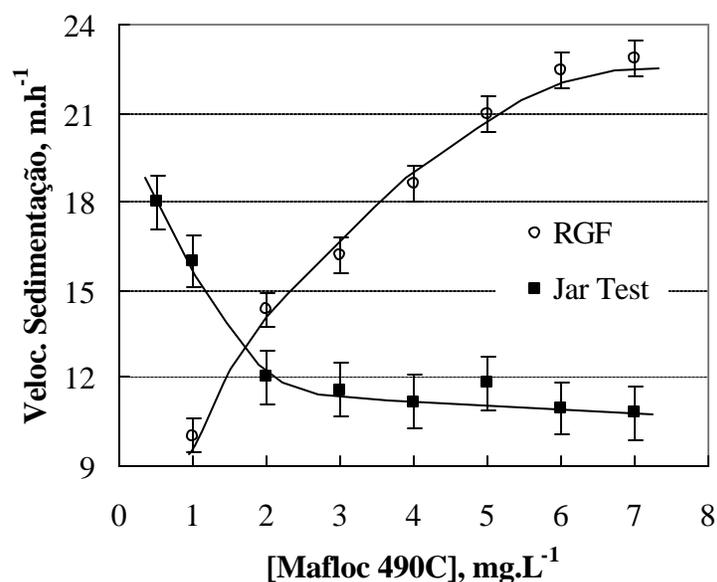


Figura 20. Velocidade de sedimentação dos flocos em função da concentração do polímero flocculante Mafloc 490C. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg.L}^{-1}$, pH $7,5 \pm 0,5$. Ensaio no RGF: vazão de alimentação = 3 L.min^{-1} , RGF 3. Ensaio Jar Test: 1 minuto a 120 rpm e 5 minutos a 30 rpm.

4.2.4 EFEITO DA VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO

A Figura 21 mostra o efeito da vazão de alimentação na velocidade de sedimentação dos flocos. Os resultados obtidos mostram que o aumento da vazão de alimentação diminui a velocidade de sedimentação dos flocos gerados, o que pode ser devido à maior turbulência gerada pelas condições hidrodinâmicas do sistema, ocorrendo a ruptura dos flocos gerados no reator. Outros autores (Akers *et al.*, 1987) já investigaram o efeito das condições turbulentas, em sistemas tubulares, na ruptura de flocos formados a partir de pequenas partículas de látex ($0,97 \mu\text{m}$). Segundo esses autores a ruptura dos flocos é altamente dependente do nível de energia de dissipação da turbulência. Ainda, a distribuição da densidade dos flocos ou as condições nas quais os flocos são formados podem inferir na maior ou menor resistência destes.

Os melhores resultados de velocidade de sedimentação (20 m.h^{-1}) foram obtidos para a vazão de 3 L.min^{-1} , que foi selecionada e utilizada nos ensaios posteriores de geração de flocos.

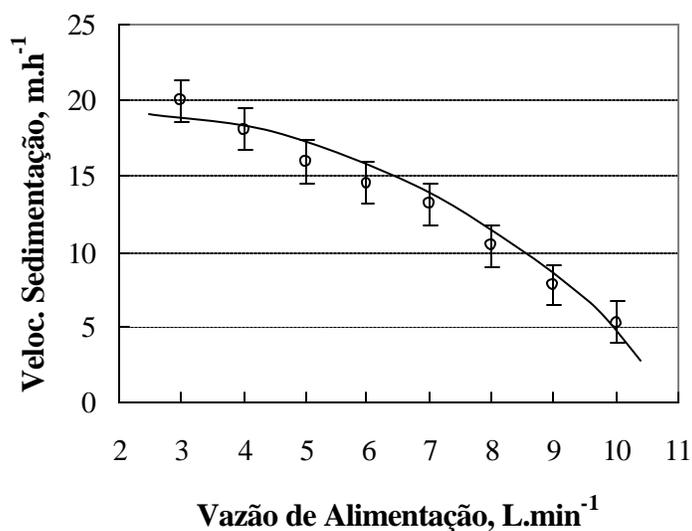


Figura 21. Velocidade de sedimentação dos flocos em função da vazão de alimentação. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg.L}^{-1}$, $[\text{Mafloc 490C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$, RGF 3.

A Figura 22 mostra o aumento na velocidade de sedimentação dos flocos gerados com o aumento do tempo de residência no reator. Os resultados obtidos mostram que a partir de um tempo de residência de 10 segundos, o aumento na velocidade de sedimentação não é tão significativo quanto para tempos inferiores a 10 segundos.

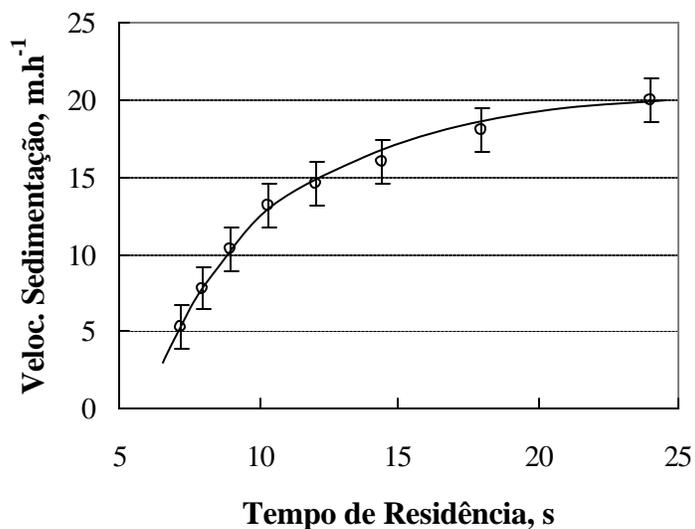


Figura 22. Velocidade de sedimentação dos flocos em função do tempo de residência. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg.L}^{-1}$, $[\text{Mafloc 490C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$, RGF 3.

A turbidez residual do sobrenadante e o volume de sólidos sedimentáveis dos flocos em função do tempo de sedimentação são mostrados nas Figuras 23 e 24, respectivamente. Os resultados obtidos mostram que quanto menor a vazão de alimentação, menor é a turbidez residual e menor é o volume de sólidos sedimentáveis devido a uma maior densidade dos flocos gerados no RGF. De fato, 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.

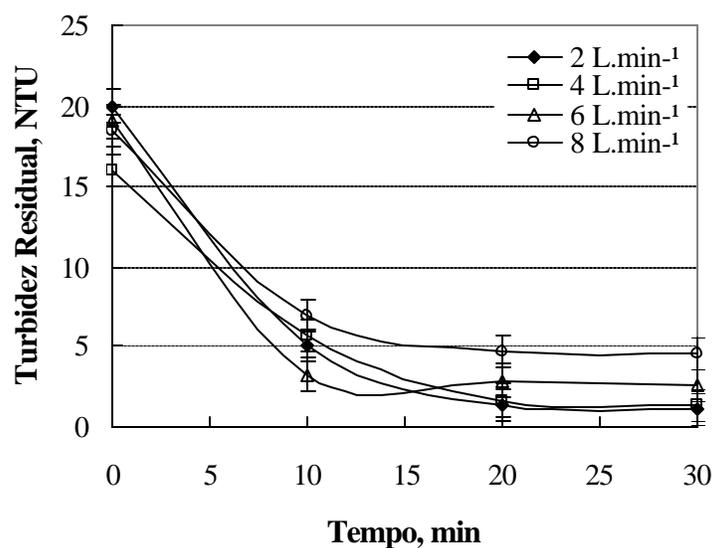


Figura 23. Turbidez residual do sobrenadante em função do tempo de sedimentação. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg.L}^{-1}$, $[\text{Mafloc 490C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$, RGF 3, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$.

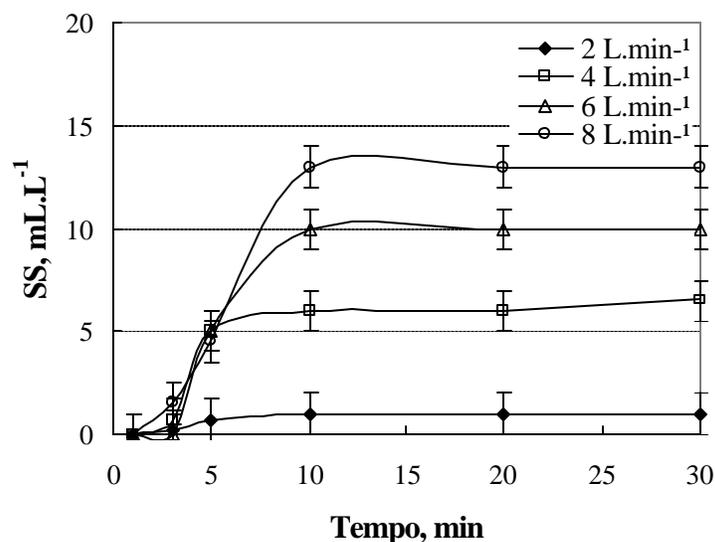


Figura 24. Volume de sólidos sedimentáveis em função do tempo de sedimentação. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg.L}^{-1}$, $[\text{Mafloc 490C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$, RGF 3, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$.

4.2.5 EFEITO DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS

Alguns ensaios avaliando a velocidade de sedimentação dos flocos em função da concentração de sólidos e da vazão de alimentação foram realizados. A Figura 25 mostra que a velocidade de sedimentação dos flocos é favorecida com o aumento da concentração de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ para todas as vazões estudadas. Entretanto, os maiores valores foram obtidos para 3 L.min^{-1} . O arraste hidráulico é o mecanismo que parece predominar nesse caso, criando-se uma “malha”, na qual os flocos maiores capturam e arrastam os flocos menores.

Em vazões de alimentação superiores a 3 L.min^{-1} , a velocidade de sedimentação para a concentração de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ de 19 mg.L^{-1} não pode ser medida devido a formação de flocos muito pequenos, com velocidades de sedimentação abaixo de 4 m.h^{-1} , apresentando uma concentração excessiva de pequenos flocos, o que impossibilitou a medida visual do tempo de sedimentação.

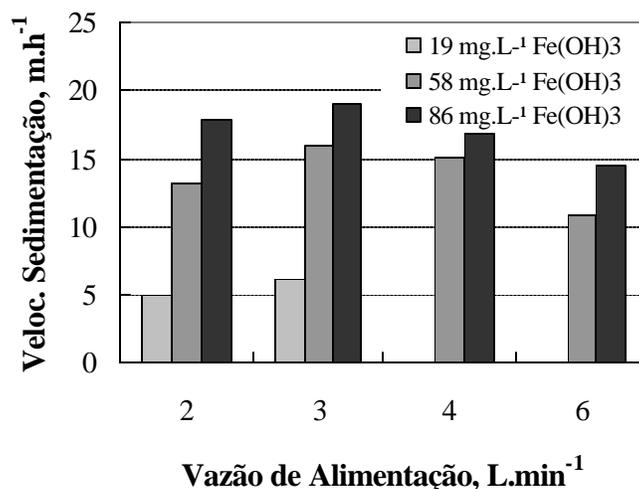


Figura 25. Velocidade de sedimentação dos flocos em função da vazão de alimentação e da concentração de Fe(OH)_3 . Condições: [Mafloc 490C] = 5 mg.L^{-1} , RGF 3, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$.

4.2.6 CARACTERIZAÇÃO DOS FLOCOS

Os resultados de caracterização física dos flocos gerados no RGF são mostrados nas Figuras 26 e 27, respectivamente. Os resultados obtidos mostram que a densidade dos flocos diminui consideravelmente à medida que o tamanho dos flocos aumenta, devido à estrutura fractal que os flocos apresentam, como descrito por outros autores (Klimpel e Hogg, 1991; Adachi e Tanaka, 1997; Gregory, 1997). O valor médio da densidade dos flocos de Fe(OH)_3 gerados no reator foi de $1019 \pm 18 \text{ kg.m}^{-3}$, para flocos com tamanhos que variaram entre 400 e 2000 μm .

Recentemente, Laure e Vorobiev (2003) através de dados de sedimentação de flocos de Fe(OH)_3 obtidos a partir de FeCl_3 com o auxílio de um microscópio ótico calcularam o diâmetro e a densidade dos flocos através da lei de Stokes. Assim, para uma concentração de 800 mg.L^{-1} de Fe(OH)_3 , obtiveram um diâmetro médio dos flocos de $213 \pm 4 \mu\text{m}$ e uma densidade média de $1026,4 \text{ kg.m}^{-3}$. O valor da densidade dos flocos de Fe(OH)_3 encontrado por esses autores está dentro da faixa de valores de densidades obtidos no RGF, como mostra a Figura 26.

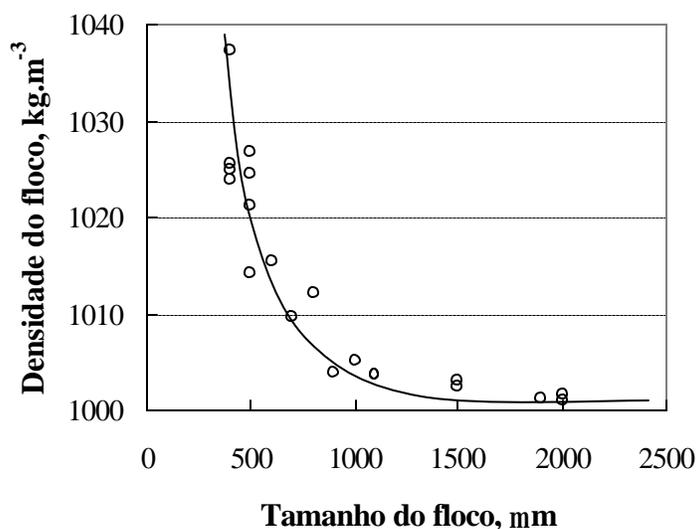


Figura 26. Densidade dos flocos em função do tamanho dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg.L}^{-1}$, $[\text{Mafloc 490C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$, RGF 3, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$.

A dimensão fractal (d_F) dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ é mostrada na Figura 27. O valor de d_F é dado pelo coeficiente angular da reta formada na correlação logarítmica entre a massa e o tamanho dos flocos. O valor obtido de d_F (2,98) caracteriza um floco denso, de baixa porosidade e formato esférico (Gregory, 1997; Burns *et al.*, 1998; Burns *et al.* 1997). Segundo Gregory (1997), valores de d_F próximos a 3 são o resultado de uma agregação em trajetórias lineares (comum em sistemas tubulares), do tipo partícula-agregado (*particle-cluster*), com a formação de uma estrutura compacta.

Chakraborti *et al.* (2003) avaliaram experimentalmente variações na dimensão fractal de agregados, utilizando micro esferas de látex ($9,975 \mu\text{m} \pm 0,061 \mu\text{m}$), durante a coagulação. Foram avaliadas a distribuição do tamanho das partículas e a agregação em diferentes tempos de mistura, com a utilização de um amostrador óptico e análise digital de imagens, sob condições variáveis de velocidade de agitação, dosagem do coagulante (sulfato de alumínio) e concentração de partículas. Esses autores encontraram valores de d_F que variaram de 1,94 a 1,48, correspondendo a agregados que são relativamente compactos ou com estrutura filamentososa. Essas variações na dimensão fractal são explicadas com base num modelo conceitual, no qual descreve que as mudanças na dimensão fractal estão associadas com o crescimento dos agregados e alterações na estrutura desses.

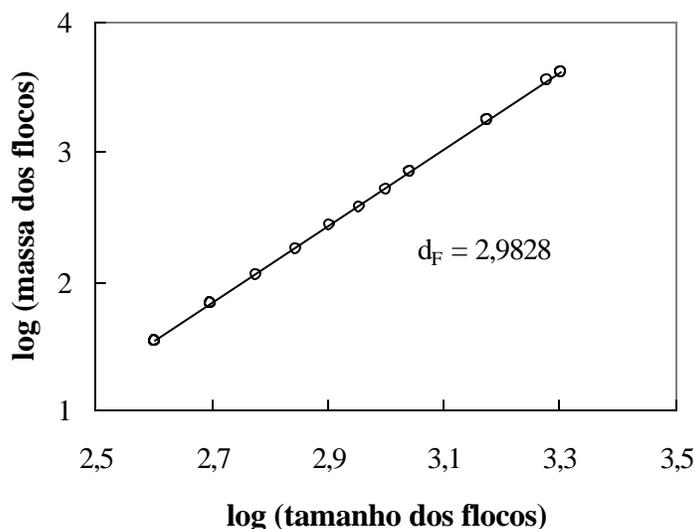


Figura 27. Dimensão fractal dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg.L}^{-1}$, $[\text{Mafloc 490C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$, RGF 3, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$.

4.3 ESTUDOS DE GERAÇÃO E CARACTERIZAÇÃO DE FLOCOS AERADOS (FLOCO-FLOTAÇÃO)

Estudos avaliando a eficiência de geração de flocos aerados mediante a introdução de microbolhas de ar (inferiores a $70 \mu\text{m}$) (Rodrigues e Rubio, 2003) foram realizados. Nesse sistema, além da floculação ser favorecida (maior turbulência), ocorre a dispersão das bolhas que são aderidas e aprisionadas nos flocos durante sua formação, conforme mostra a Figura 28. Dessa forma, resulta a geração de flocos aerados que “flutuam” e são mais facilmente separados numa etapa posterior de flotação (ou flutuação), denominada neste trabalho de floco-flotação. O RGF, nesse processo, possui uma dupla função, de servir ao mesmo tempo, como floculador e contator bolhas/flocos.

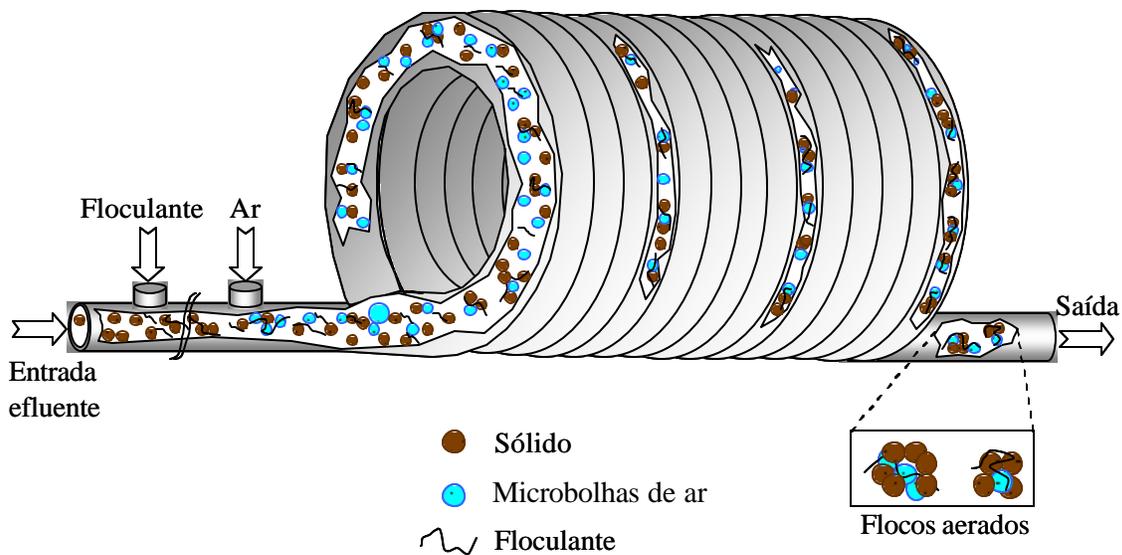


Figura 28. Formação dos flocos aerados ao longo do RGF.

4.3.1 EFEITO DO TIPO DE RGF EMPREGADO

O efeito do tipo de reator empregado foi avaliado através da determinação da velocidade de ascensão dos flocos gerados no RGF em uma etapa posterior de separação de fases. Os resultados obtidos com a geração de flocos aerados pela introdução de microbolhas de ar na entrada do reator são mostrados na Tabela 12 e na Figura 29. Em todos os reatores as maiores velocidades de ascensão foram obtidas para a vazão de alimentação de $2 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$, com velocidades que variaram de 67 a $112 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$. Para vazões superiores a $2 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ houve um decréscimo da velocidade de ascensão devido ao aumento da turbulência decorrente do aumento da vazão e da injeção de microbolhas, a uma taxa de injeção de microbolhas (Q_r) de 50%. Entretanto, a diferença na velocidade de ascensão dos flocos para o RGF 3 não é significativa, nas vazões de alimentação que foram investigadas.

Entre os reatores estudados, o RGF 3 apresentou novamente os melhores resultados, porém, agora, em termos de velocidade de ascensão dos flocos aerados ($112 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$), sendo adotado para os demais ensaios com o emprego de microbolhas de ar. A velocidade de separação dos flocos aerados é cerca de seis vezes superior em relação aos flocos não aerados. Para todas as vazões de alimentação, os RGFs 2 e 3 apresentaram uma eficiência superior em relação ao RGF 1 (ausência do reator) na formação dos flocos. Entretanto, os RGFs 4 e 5 apresentam um decréscimo na velocidade de ascensão em virtude da ruptura dos flocos em todas as vazões de alimentação.

Tabela 12. Valores médios de velocidade de ascensão em função da vazão de alimentação e do tipo de reator empregado.

Vazão de alimentação ($L \cdot min^{-1}$)	Velocidade de Ascensão ($m \cdot h^{-1}$)				
	RGF 1	RGF 2	RGF 3	RGF 4	RGF 5
2	95,14	99,98	112,29	105,66	101,79
4	80,14	94,49	109,51	99,48	96,10
6	67,66	87,91	106,65	96,36	89,15

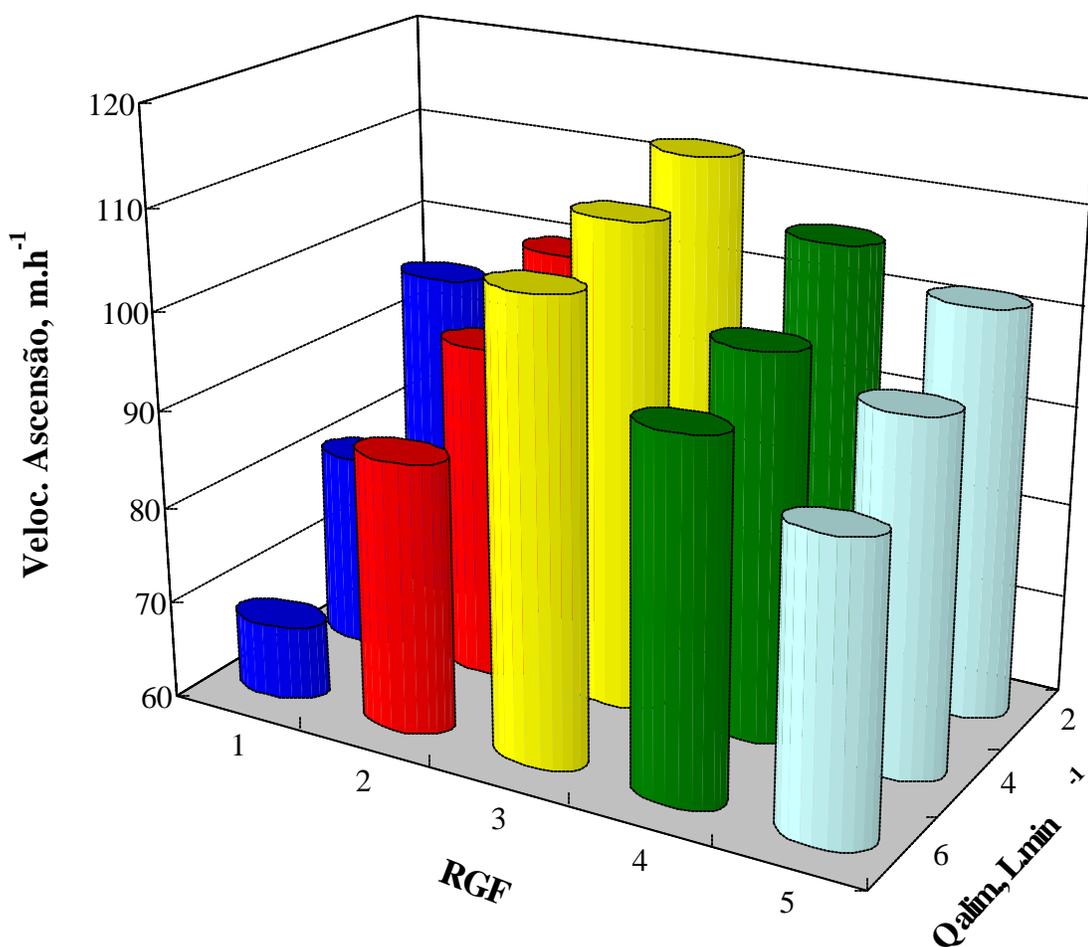


Figura 29. Velocidade de ascensão dos flocos em função da vazão de alimentação e do tipo de reator. Condições: $[Fe(OH)_3] = 58 \text{ mg} \cdot L^{-1}$, $[Mafloc 490C] = 5 \text{ mg} \cdot L^{-1}$, $Q_r = 50\%$, $pH 7,5 \pm 0,5$.

4.3.2 EFEITO DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS

O efeito da concentração de sólidos e da vazão de alimentação na velocidade de ascensão dos flocos aerados foi investigado. A Figura 30 mostra que a velocidade de ascensão dos flocos é favorecida com o aumento da concentração de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ para uma mesma vazão de alimentação, sendo que a maior velocidade de separação é alcançada para a vazão de $2 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$. Esse fenômeno pode ser explicado pelo mecanismo de “nucleação” das bolhas que é facilitada pela maior concentração de sólidos no meio, e pelo arraste de flocos menores por flocos aerados maiores.

Segundo Da Rosa (2002) a velocidade de ascensão dos flocos aerados é maior do que das bolhas de ar independentes, devido à coalescência de bolhas no interior e na superfície dos flocos. Dessa forma, o volume de ar aumenta consideravelmente, diminuindo a densidade dos flocos. Ainda, o aprisionamento das bolhas evita a desadesão das bolhas durante a ascensão do agregado.

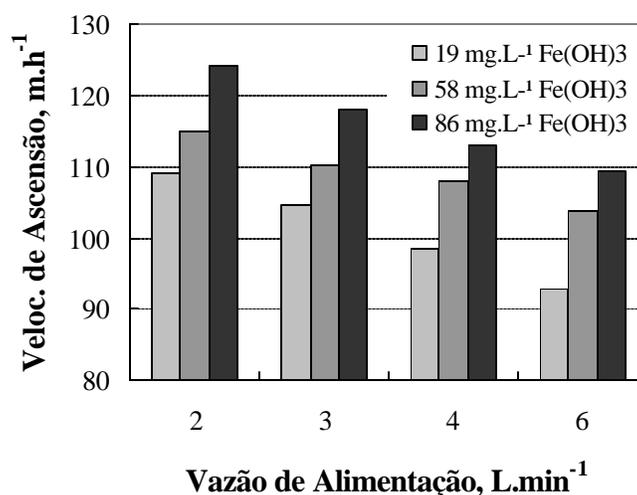


Figura 30. Velocidade de ascensão dos flocos em função da vazão de alimentação e da concentração de $\text{Fe}(\text{OH})_3$. Condições: $[\text{Mafloc } 490\text{C}] = 5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, $Q_r = 50\%$, RGF 3, pH $7,5 \pm 0,5$.

4.3.3 EFEITO DE VARIÁVEIS OPERACIONAIS

Os valores obtidos de velocidade de ascensão dos flocos aerados em função da razão de reciclo e da pressão de saturação são mostrados na Figura 31. Os resultados

mostram que a máxima velocidade de ascensão (121 m.h^{-1}) é obtida na maior pressão de saturação (6 atm) e na menor razão de reciclo (10%) do sistema. O efeito da pressão de saturação é significativo acima de 4 atm, na razão de reciclo de 10%. Para pressões de saturação menores que 4 atm, a razão de reciclo em 30% apresentou as maiores velocidades de ascensão. Ainda, uma razão de reciclo de 50%, mesmo com maiores pressões de saturação apresenta valores de velocidade de ascensão dos flocos aerados inferiores em relação à menor razão de reciclo (10 %). Isso pode ser explicado pelo fato de que quanto maior a vazão de reciclo e maior a pressão de saturação, ocorre um maior número de bolhas e uma maior turbulência no sistema, prejudicando a formação dos flocos no interior do RGF. Além disso, com o aumento da razão de reciclo, ocorre um decréscimo do tempo de residência no interior do RGF que pode contribuir para a menor eficiência de floculação.

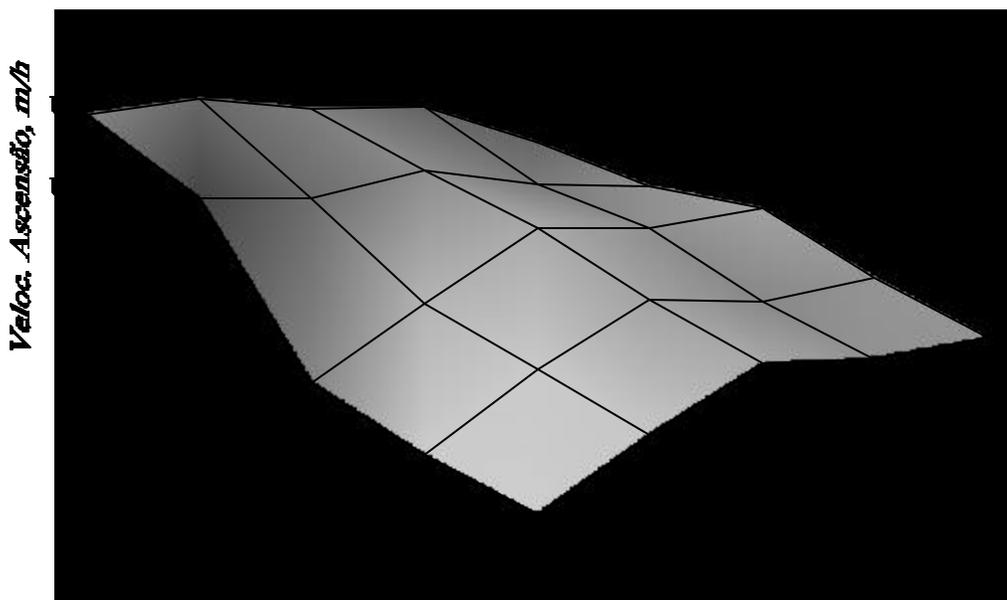


Figura 31. Velocidade de ascensão dos flocos em função da pressão de saturação (P) e da razão de reciclo (Qr). Condições: Vazão de alimentação = 3 L.min^{-1} , $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 120 \text{ mg.L}^{-1}$, $[\text{Mafloc 490C}] = 5 \text{ mg.L}^{-1}$, RGF 3, pH $7,5 \pm 0,5$.

A variação da velocidade de ascensão dos flocos aerados de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função da razão ar/sólidos aplicada é mostrada na Figura 32. Os resultados obtidos mostram que as maiores velocidades de ascensão são obtidas com razão ar/sólidos acima de $0,025 \text{ mL.mg}^{-1}$. Estudos anteriores de flotação de flocos de hidróxido de ferro apresentaram eficiência de remoção de ferro acima de 80% a partir de uma razão ar/sólidos de 0,05 (Shannon e Buisson, 1980). Os menores valores da razão ar/sólidos obtidos no presente trabalho podem

ser explicados em função da melhor eficiência de colisão, adesão e aprisionamento das bolhas no interior dos flocos, o que não ocorre num sistema convencional de flotação por ar dissolvido. De fato, segundo Purchas (1977), os valores da razão de ar/sólidos discorrem sobre a quantidade de ar precipitado, e não na quantidade que realmente aderiu nas partículas a serem flotadas. Dessa forma, os resultados obtidos evidenciam a função de contator bolha/partícula que o RGF apresenta, possibilitando obter os melhores resultados com valores de razão ar/sólidos inferiores aos sistemas convencionais.

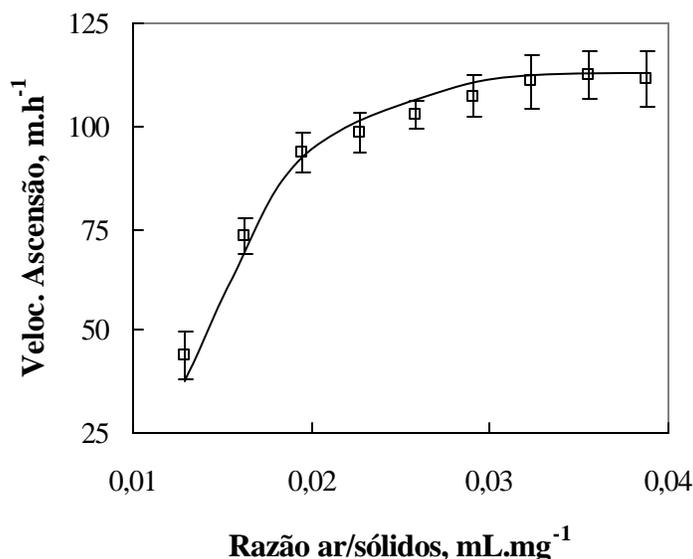


Figura 32. Velocidade de ascensão dos flocos em função da razão ar/sólidos. Condições: Vazão de alimentação = 3 L.min⁻¹, [Fe(OH)₃] = 120 mg.L⁻¹, [Mafloc 490C] = 5 mg.L⁻¹, RGF 3, pH 7,5 ± 0,5.

4.3.4 CARACTERIZAÇÃO DOS FLOCOS AERADOS

A relação existente entre as velocidades de ascensão dos flocos aerados e as velocidades equivalentes às das bolhas de ar de diâmetro equivalente ao destes flocos é mostrado na Figura 33. O diâmetro de bolha equivalente, calculado com o emprego da equação de Stokes, às velocidades de ascensão de 67 a 112 m.h⁻¹, apresentou tamanhos equivalentes ao de uma bolha de ar entre 185 e 240 μm. Esses flocos apresentam como característica uma velocidade de ascensão elevada, comparativamente ao de uma grande bolha. Alguns autores (Da Rosa, 2001; Rubio *et al.*, 2001; Haarhoff e Edzwald, 2001),

elucidaram esse fenômeno pela probabilidade de coalescência de bolhas no interior dos flocos, e pelo número de bolhas aderidas ou oclusas (aprisionadas) nesses agregados.

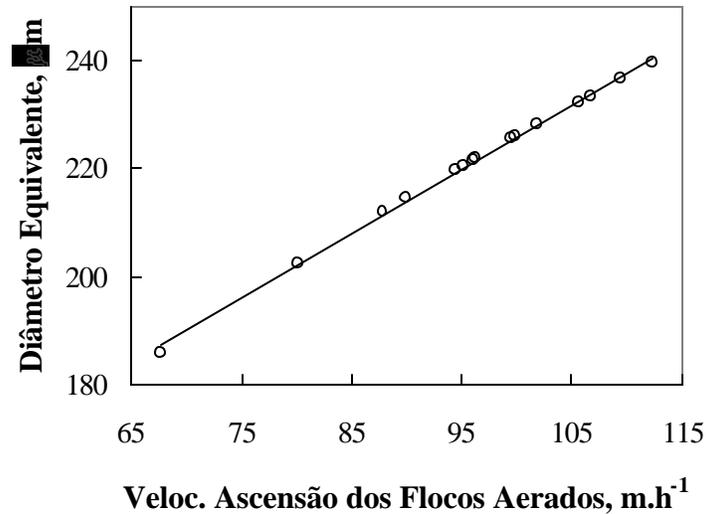


Figura 33. Diâmetro equivalente das bolhas em função da velocidade de ascensão.

4.4 CARACTERIZAÇÃO DO REGIME HIDRODINÂMICO DO RGF

A curva de resposta gerada pela introdução de um traçador (azul de metileno) para determinação do regime de escoamento axial do RGF é mostrada na Figura 34. O pulso mostrado apresenta um espalhamento lento do traçador, na vazão de alimentação de 3 L.min⁻¹. Isto se deve principalmente ao perfil de velocidade turbulento promovido pelo RGF, o que caracteriza um escoamento pistonado (*plug flow*) com um número de dispersão de 0,019 (Levenspiel, 1999). Uma recuperação da massa de azul de metileno injetada foi estimada em 80%.

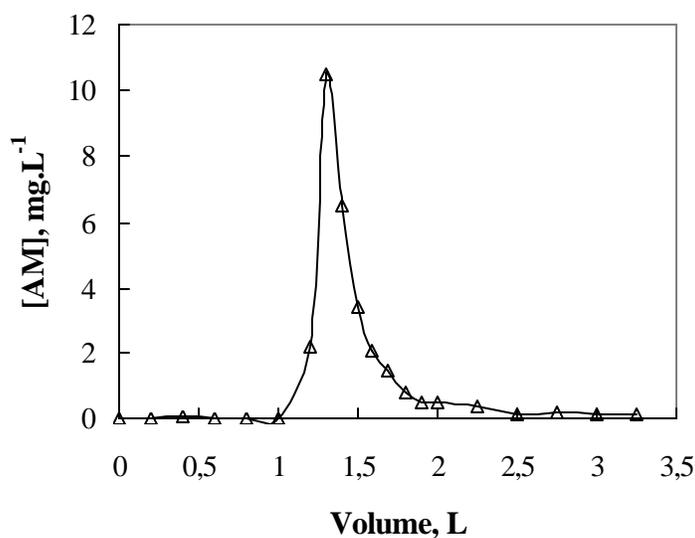


Figura 34. Curva de resposta do traçador ao longo do RGF. Condições: vazão de alimentação = 3 L.min⁻¹, [AM] = 10000 mg.L⁻¹; RGF 3.

A Figura 35 apresenta o gradiente de velocidade (G) e o número de Reynolds (Re) em função da velocidade superficial do escoamento no interior do RGF, para vazões de alimentação entre 1 e 30 L.min⁻¹. Velocidades superficiais superiores a 0,4 m.s⁻¹ apresentam um valor de Re que caracteriza um regime turbulento do fluxo no reator (Fox e McDonald, 1995), propiciando o movimento aleatório das partículas fluidas, e, portanto, o contato do agente desestabilizante com os colóides presentes no efluente. O gradiente de velocidade apresenta valores que atingem até 1640 s⁻¹ para uma vazão de 4 L.min⁻¹ garantindo uma eficiente dissipação de energia para uma mistura do fluxo num baixo tempo de residência. Como observado por outros autores (Sincero *et al.*, 2003), o gradiente de velocidade apresenta valores que variam de 700 até 4000 s⁻¹, para sistemas de mistura com baixo tempo de residência (130 a 10 s, respectivamente).

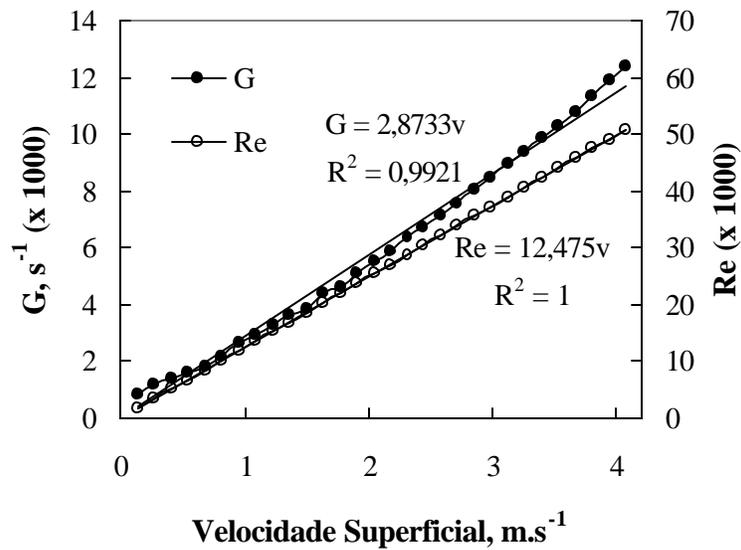


Figura 35. Valores de G e Re em função da velocidade superficial no RGF.

4.5 VANTAGENS DO EMPREGO DO RGF

Dentre as principais vantagens observadas com o emprego do RGF são citadas as seguintes:

1. Mistura do tipo fluxo pistão, ideal para floculação, onde todas as partículas apresentam o mesmo tempo de residência;
2. Não apresenta curto-circuitos ou zonas mortas;
3. Ausência de partes móveis (agitadores);
4. Ocupa uma pequena área;
5. Não necessita energia mecânica ou elétrica adicional;
6. Crescimento uniforme dos flocos;
7. A geração de flocos aerados aumenta a cinética de separação via floculação-flotação (flutuação).

5 CONCLUSÕES

Os resultados obtidos no presente trabalho permitem estabelecer as seguintes conclusões:

1. O protótipo contínuo do Reator Gerador de Flocos (RGF), desenvolvido para estudos de floculação em linha, mostrou elevada eficiência na geração de flocos, aerados e não aerados, de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ com o emprego do polímero catiônico Mafloc 490C. Ainda, a taxa de floculação está correlacionada com a velocidade de sedimentação dos flocos, o volume de flocos sedimentados e a turbidez residual do sobrenadante;
2. O RGF apresentou um escoamento pistonado (*plug flow*) no perfil de velocidade investigado ($3 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$);
3. A densidade dos flocos diminuiu à medida que o tamanho médio aumenta, devido à estrutura fractal que os flocos apresentam. Os flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ apresentaram um valor de densidade médio de $1019 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ e d_F de 2,98, em concordância com a literatura, caracterizando flocos densos, de baixa porosidade e com formato esférico;
4. Dentre os 5 modelos de RGF estudados, o modelo 3 apresentou melhor eficácia na geração dos flocos, apresentando um comprimento de 12 metros, volume de 1,2 litros e 32 unidades anelares. Os resultados foram avaliados em termos de velocidades de sedimentação e ascensão dos flocos. Os modelos 1 e 2 não apresentam um tempo de residência suficiente para permitir o crescimento dos flocos, e os modelos 4 e 5 possuem um comprimento excessivo que acabam causando a ruptura dos flocos formados;
5. Os melhores resultados obtidos com os estudos de avaliação dos flocos não aerados (no RGF modelo 3) foram: $4 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ de vazão de alimentação, $5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de Mafloc 490C;
6. Os melhores resultados obtidos na avaliação da velocidade ascensional dos flocos aerados ocorreram nas seguintes condições: $2 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ de vazão de

alimentação, 5 mg.L^{-1} de Mafloc 490C, pressão de saturação de 4 atm e 30% de vazão de reciclo;

7. A alta velocidade de separação sólido/líquido obtida nos estudos com flocos aerados comparativamente com flocos não aerados mostram claramente a viabilidade de emprego das microbolhas na geração destes;
8. As velocidades de ascensão obtidas variaram entre 67 a 112 m.h^{-1} , com tamanhos equivalentes, de bolhas, entre 185 e $240 \mu\text{m}$;
9. Os resultados obtidos mostraram que o RGF possui um elevado potencial como uma nova técnica de floculação para posterior separação sólido/líquido, prevendo a possibilidade de aplicação em escala industrial.

6 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

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

1. Avaliação da eficiência de separação dos flocos aerados com bolhas de distintos tamanhos empregando células colunas de separação;
2. Otimização do design do RGF, com a introdução de microbolhas no interior do mesmo;
3. Geração de flocos aerados e não aerados de partículas ultrafinas ($< 74 \mu\text{m}$) adsorventes de carvão ativado, zeólitas, bentonitas e suas misturas, em função do fluxo superficial de microbolhas (FAD-venturi/placa de orifício, vazão e pressão), tipo e concentração de floculante, tempo de retenção;
4. Estudos de flocos adsorventes na remoção de contaminantes selecionados (sulfatos, MoO_4^{-2} , fenóis, amônia, óleos);
5. Caracterização e otimização de flocos aerados e não aerados de microrganismos;
6. Desenvolvimento de um protótipo piloto com vazões acima de $1 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ e aplicação no tratamento de um efluente real selecionado;
7. Comparação do RGF com outros floculadores em termos de taxa de aplicação.

7 REFERÊNCIAS

ADACHI, Y. Dynamic aspects of coagulation and flocculation. **Advances in Colloid and Interface Science**, 56, p. 1-31, 1995.

ADACHI, Y; TANAKA, Y. Settling velocity of an aluminium-kaolinit floc. **Water Science and Technology**, v. 31, n. 3, p. 449-454, 1997.

AGARWAL, S. **Efficiency of shear-induced agglomeration of particle suspensions subjected to bridging flocculation**. PhD Thesis, West Virginia University, Department of Chemical Engineering, 150 p., 2002.

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

AKERS, R. J.; RUSHTON, A. G.; STENHOUSE, J. I. T. Floc breakage: 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.

APHA. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 19^a Edição, American Public Health Association, Washington, D. C., 1074 p., 1995.

ARBOLEDA V., J. **Teoría, diseño y control de los procesos de clarificación del agua**. Lima, CEPIS, 558 p., 1973.

BIANUCCI, G.; STEFANI, G. **Il trattamento delle acque per uso industriale**. Milano: Ulrico Hoepli, 355 p., 1968.

BIGGS, S.; HABGOOD, M.; JAMESON, G. J.; YAN, Y. Aggregate structures formed via a bridging flocculation mechanism. **Chemical Engineering Journal**, n. 80, p. 13-20, 2000.

BIO. Água: o ouro do século XXI. **Revista Brasileira de Saneamento e Meio Ambiente**, p. 19-34, janeiro/março 2002.

BRATBY, J. **Coagulation and flocculation**. Uplands Press Ltd, England, 354 p., 1980.

BUCHANAN, I. D.; NICELL, J. A.; WAGNER, M. Reactor models for horseradish peroxidase-catalysed aromatic removal. **Journal of Environmental Engineering**, p. 794-802, 1998.

BÜRGER, R.; BUSTOS, M. C.; CONCHA, F. Settling velocities of particulate systems, 9. Phenomenological theory of sedimentation processes: numerical simulation of the transient behaviour of flocculated suspensions in an ideal batch or continuous thickener. **International Journal of Mineral Processing**, 55, p. 267-282, 1999.

BURNS, J. L.; YAN, Y. D.; JAMESON, G. J.; BIGGS, S. A comparison of the fractal properties of salt-aggregated and polymer-flocculated colloidal particles. **Progress in Colloid & Polymer Science**, 110, p 70-75, 1998.

BURNS, J. L.; YAN, Y. D.; JAMESON, G. J.; BIGGS, S. A light scattering study of the fractal aggregation behavior of a model colloidal system. **Langmuir**, 13, p. 6413-6420, 1997.

BUSHELL, G. C.; YAN, Y. D.; WOODFIELD, D.; RAPER, J.; AMAL, R. On techniques for the measurement of the mass fractal dimension of aggregates. **Advances in the Colloid and Interface Science**, v. 95, p. 1-50, 2002.

CHAKRABORTI, R.K.; GARDNER, K. H.; ATKINSON, J. F.; Van BENSCHOTEN, J. E. Changes in fractal dimension during aggregation. **Water Research**, v. 37, n. 4, p. 873-883, 2003.

COILED REACTORS. **Reatores helicoidais**, 2001. Disponível em: <<http://www.globalfia.com/course/lesson3.htm>>. Acesso em: 10 set. 2002.

CONCHA, F.; BUSTOS, M. C. **A modification to the Kynch theory of sedimentation**. Curso Panamericano de Metalurgia Extractiva, Departamento de Ingeniería Metalúrgica, Universidad de Concepción, p. 99-111, 1986a.

CONCHA, F.; BUSTOS, M. C. Settling velocities of particulate systems, 6. Kynch sedimentation processes: batch settling. **International Journal of Mineral Processing**, 32, p. 193-212, 1991.

CONCHA, F.; BUSTOS, M. C. Settling velocities of particulate systems, 7. Kynch sedimentation processes: continuous thickening. **International Journal of Mineral Processing**, 34, p. 33-51, 1992.

CONCHA, F.; BUSTOS, M. C. **Theory of sedimentation of flocculated fine particles**. Curso Panamericano de Metalurgia Extractiva, Departamento de Ingeniería Metalúrgica, Universidad de Concepción, p. 112-121, 1986b.

CUBAS, A. L. V.; SENS, M. L. Flocculação em meio granular expandido. **Saneamento Ambiental**, n. 93, p. 36-41, 2003.

Da ROSA, J. J. **Tratamento de efluentes oleosos por flocculação pneumática em linha e separação por flotação: Processo FF**. Tese de doutorado em Engenharia, Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e dos Materiais da UFRGS, 126 p., 2002.

DOBIÁS, B. **Coagulation and flocculation: theory and applications**. Marcel Dekker Inc., New York, 1993.

EDZWALD, J. K. Principles and applications of dissolved air flotation. **Water Science and Technology**, v. 31, n. 3-4, p. 1-23, 1995.

- ELMALEH, J.; JABBOURI, A. Flocculation energy requirement. **Water Research**, v. 25, n. 8, p. 939-943, 1991.
- FAN, A.; TURRO, N. J.; SOMASUNDARAN, P. A study of dual polymer flocculation. **Colloids and Surfaces A**, 162, p. 141-148, 2000.
- FOX, R. W.; McDONALD, A. T. **Introdução à mecânica dos fluidos**. Ed. Guanabara Koogan S.A., 4a. Edição, Rio de Janeiro/RJ, 662 p., 1995.
- GREGORY J.; YUKSELEN, M. A. Comparison of floc properties using inorganic coagulants and polyelectrolytes. **Anais...** Flotation and Flocculation: From fundamentals to applications. Eds. John Ralston, Jan Miller e Jorge Rubio. Kailua-Kona, Hawaii, 28 de julho a 2 de agosto de 2002, p. 1-8, 2002.
- GREGORY, J. Polymer adsorption and flocculation in sheared suspensions. **Colloids and Surfaces**, 31, p. 231-253, 1988.
- GREGORY, J. The density of particle aggregates. **Water Science and Technology**, v. 36, n. 4, p. 1-13, 1997.
- HAARHOFF, J.; EDZWALD, J. K. Modelling of floc-bubble aggregate rise rates in dissolved air flotation. **Water Science and Technology**, v. 43, n. 8, p. 175-184, 2001.
- HANNAH, S. A.; COHEN, J. M.; ROBECK, G. G. Measurement of floc strength by particle counting. **Journal of the American Water Works Association (AWWA)**, v. 59, n. 67, p. 843-858, 1967.
- HEDBERG, T.; DAHLQUIST, J.; KARLSSON, D.; SÖRMAN, L. Development of an air removal system for dissolved air flotation. **Water Science and Technology**, v. 37, n. 9, p. 81-88, 1998.
- HEINÄNEN, J.; JOKELA, P.; PELTOKANGAS, J. Experimental studies on the kinetics of flotation. Chemical Water and Wastewater Treatment II. **Anais...** 5th Gothenburg Symposium, Nice – França. Eds. Rudolf Klute e Hermann H. Hahn, p. 247-262, 1992.
- JAMESON, G. J. Hydrophobicity and floc density in induced-air flotation for water treatment. **Colloids and Surfaces**, 151, p. 269-281, 1999.
- KELLY, E. G.; SPOTTISWOOD, D. J. **Introduction to Mineral Processing**. John Wiley and Sons, Inc., Estados Unidos, 491p., 1982.
- KIURU, H. J. Development of dissolved air flotation technology from the first generation to the newest (third) one (DAF in turbulent flow conditions). **Water Science and Technology**, v. 43, n. 8, p. 1-7, 2001.
- KLIMPEL, R. C.; HOGG, R. Evaluation of floc structures. **Colloids and Surfaces**, v. 55, p. 279-288, 1991.
- KOBAYASHI, M.; ADACHI, Y.; OOI, S. Breakup of fractal flocs in a turbulent flow. **Langmuir**, v. 15, p. 4351-4356, 1999.

KUZ'KIN S. K.; NEBERA, V. P. Synthetic flocculants in dewatering processes. **National Lenging for Science and Technology**, v. 1, 1966.

LEENTVAAR, J.; REBHUN, M. Strength of ferric hydroxide flocs. **Water Research**, v. 17, n. 8, p. 895-902, 1983.

LEVENSPIEL, O. **Engenharia das reações químicas**. Ed. Edgard Blücher Ltda, 3^a. edição, São Paulo, 563 p., 1999.

LIERS S.; BAEYENS, J.; MOCHTAR, I. Modelling dissolved air flotation. **Water Environment Research**, v. 68, n. 6, p. 1061-1075, 1996.

LINS, F. F.; ADAMIAN, R. **Minerais coloidais, teoria DLVO estendida e forças estruturais**. Rio de Janeiro, CETEM/MCT, 29 p., 2000.

McCONNACHIE, G. L. Flocculation and turbulence from bubble-induced mixing. **Journal of the Institute of Water Engineering Scientists**, v. 38, p. 337-347, 1984.

METCALF e EDDY. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. Editores: Tchobanoglous, G.; Burton, F. L.; Stensel, H. D. Metcalf e Eddy, Inc., McGraw Hill, 4th Edition, 1819 p., 2003.

MONTGOMERY, D. C. **Design and analysis of experiments**. Ed. John Wiley and Sons, Inc. Canada, 3rd Edition, 649p., 1991.

MORETTI, R. S.; LOPEZ, M. M. L. Conservação de água na habitação: análise de alternativas. **Saneamento Ambiental**, n. 88, p. 50-57, julho/agosto 2002.

MOUDGIL, B. M.; SPRINGGATE, M. E. **Characterization of flocs for solid/liquid separation processes**. Solid/liquid separation: waste management and productivity enhancement. Edited by Muralidhara, H. S., p. 246-253, 1989.

ODEGAARD, H.; GRUTLE, S.; RATNAWEERA, H. An analysis of floc separation characteristics in chemical wastewater treatment. Chemical Water and Wastewater Treatment II. **Anais...** 5th Gothenburg Symposium, Nice – França. Eds. R. Klute e H. H. Hahn, p. 247-262, 1992.

OLIVEIRA, A. S. D. **Floculadores hidráulicos de fluxo helicoidal em tratamento de água**. Dissertação de mestrado pelo Instituto de Pesquisas Hidráulicas da UFRGS, 94 p., 1979.

OLIVEIRA, A. S. D.; FREITAS, A. F. R. Floculador hidráulico cilíndrico de fluxo helicoidal em tratamento de água. **Engenharia Sanitária**, v. 20, n. 2, p. 212-217, 1981.

OWEN, J. J.; MORSE, D. E.; MORSE, W. O.; JOVINE, R. New developments in flotation equipment for water treatment systems. **Advances in Flotation Technology**. Eds. B. K. Parekh e J. D. Miller, p. 381-389, 1999.

PATRIZZI, L. J. **Remoção de ferro, manganês e substâncias húmicas de água para abastecimento, com uso de flotação por ar dissolvido de alta taxa e oxidação química.** Tese de Doutorado em Engenharia Civil, Universidade de São Carlos, 232 p., 2002.

POTENCIAL ZETA. **Potencial Zeta: Un Curso Completo en 5 Minutos.** Disponível em: <<http://www.zeta-meter.com/redchile.pdf>>. Acesso em: 04 jun. 2002.

PURCHAS, D. B. **Solid/liquid separation: Equipment scale-up.** Uplands Press Ltd, 584 p., 1977.

QUISPE, J.; CONCHA, F.; TOLEDO, P. G. Discrete sedimentation model for ideal suspensions. **Chemical Engineering Journal**, 80, p. 135-140, 2000.

RICHTER, C. A.; NETTO, J. M. D. A. **Tratamento de água.** Ed. Edgard Blücher Ltda, São Paulo-SP, 332 p., 1991.

RODRIGUES, R. T.; RUBIO, J. New basis for measuring the size distribution of bubbles. **Minerals Engineering**, v. 16, n. 8, p. 757-765, 2003.

RUBIO, J.; SOUZA, M.L.; SMITH, R.W. Overview of flotation as a wastewater treatment technique. **Minerals Engineering**, v. 15, n. 3, p. 139-155, 2002.

RUBIO, J.; TESSELE, F.; PORCILE, P. A.; MARINKOVIC, E. Flotación como proceso de remoción de contaminantes I: principios básicos, técnicas y aplicaciones. **Minerales**, 56, n. 242, p. 9-18, 2001.

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.

SHANNON, W. T.; BUISSON, D. H. Dissolved air flotation in hot water. **Water Research**, v. 14, n. 759-765, 1980.

SHOLJI, I.; KAZI, N. M. Kinetics of pneumatic flocculation. **Water Research**, v. 31, n. 12, p. 2979-2988, 1997.

SINCERO, A. P.; SINCERO, G. A. **Physical-chemical treatment of water and wastewater.** IWA, USA, 832 p., 2003.

SPICER, P. T.; PRATSINIS, S. E. Shear-induced flocculation: the evolution of floc structure and the shape of the size distribution at steady state. **Water Research**, v. 30, n. 5, p. 1049-1056, 1996.

STONE, M.; KRISHNAPPAN, B. G. Floc morphology and size distributions of cohesive sediment in steady-state flow. **Water Research**, v. 37, p. 2739-2747, 2003.

STREETER, V. L. **Handbook of fluid dynamics.** McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1st Edition, 1961.

THOMAS, D. N.; JUDD, S. J.; FAWCETT, N. Flocculation modelling: a review. **Water Research**, v. 33, n. 7, p. 1579-1592, 1999.

VIANNA, M. R. **Hidráulica aplicada às estações de tratamento de água**. Imprimatura, Belo Horizonte-MG, 576 p., 1997.

VLASKI, A. N. B. A.; ALAERTS, G. J. The role of particle size and density in dissolved air flotation and sedimentation. **Water Science and Technology**, v. 36, n. 4, p. 177-189, 1997.

VOROBIEV, E.; LARUE, O. Floc size estimation in iron induced electrocoagulation and coagulation using sedimentation data. **International Journal of Mineral Processing**, 71, p. 1-15, 2003.

WEBER J., W. J. **Physicochemical processes for water quality control**. Wiley-Interscience, New York-USA. John Wiley and Sons, Inc, 640 p., 1972.

YOON, R-H.; RAVISHANKAR, S. A. Application of extended DLVO theory III. effect of octanol on the long-range hydrophobic forces between dodecylamine-coated mica surfaces. **Journal of Colloid Interface Science**, v. 166, p. 215-224, 1994.

ZHAO, Y. Q. Correlations between floc physical properties and optimum polymer dosage in alum sludge conditioning and dewatering. **Chemical Engineering Journal**, 4123, p. 1-9, 2002.