

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)

DESENVOLVIMENTO DO REATOR GERADOR DE FLOCOS (RGF):
ASPECTOS TEÓRICOS E APLICAÇÕES NO TRATAMENTO E REÚSO DE
ÁGUAS E EFLUENTES

TESE DE DOUTORADO

Elvis Carissimi

ORIENTADOR: Jorge Rubio, PhD

MARÇO 2007

**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)**

**DESENVOLVIMENTO DO REATOR GERADOR DE FLOCOS (RGF):
ASPECTOS TEÓRICOS E APLICAÇÕES NO TRATAMENTO E REÚSO DE
ÁGUAS E EFLUENTES**

por

**Elvis Carissimi
Engenheiro Civil, Mestre em Engenharia**

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 dos Materiais (PPGEM), como parte dos requisitos para obtenção do título de Doutor em Engenharia.

Área de concentração: Metalurgia Extrativa

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

Orientador: Prof. Dr. Jorge Rubio

Banca Examinadora:

Dr. Ivo André Homrich Schneider – UFRGS-DEMET-PPGEM

Dra. Edith Beatriz Camaño Schettini – UFRGS-IPH

Dr. George Eduardo Sales Valadão – UFMG

Prof. Dr. Carlos Pérez Bergmann

Coordenador do PPGEM

Agradecimentos

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

- Ao Professor Jorge Rubio, pela orientação, dedicação, paciência e apoio técnico. Sou grato por ter sido seu aluno de mestrado e doutorado, e por todo o aprendizado, amadurecimento e crescimento como indivíduo que me proporcionou ao longo desse período.
- À Universidade Federal do Rio Grande do Sul, pela completa infraestrutura oferecida e qualidade de recursos, ao PPGEM e ao DEMIN.
- Ao CNPq e à CAPES pelo apoio financeiro.
- Aos colegas, professores e pesquisadores do Laboratório de Tecnologia Mineral e Ambiental (LTM-UFRGS), pelas sugestões, contribuições técnicas e pelo amigável ambiente de trabalho.
- À professora Ziza e à Eng. Solange, pela ajuda, conhecimento e disponibilidade.
- Ao Eng. Dr. Jailton Joaquim da Rosa e ao Prof. Rafael Teixeira Rodrigues, por todas as contribuições e críticas feitas ao meu trabalho.
- Aos engenheiros e colegas do LTM, Alexandre Englert, Fábio Lena, Fabiano Capponi, Elves Matiolo, Cristiane da Rosa Oliveira, Rafael Zaneti, Luciana Cadorin, Francisco Testa e ao Érico Oliveira.
- Ao Prof. Jan D. Miller e todo seu grupo de pesquisa da Universidade de Utah, pela hospitalidade e apoio recebidos. Em especial, ao Dr. Chen-Luh Lin, Dr. Jakub Nalaskowski, Dr. Raj Rajamani e Dr. Jack Adams, e, é claro, para as lindas Kay e Karen.
- Em especial à querida Ximena Díaz, que estará para sempre no meu coração.
- Meus sinceros agradecimentos ao Bartosz Dabrowski, Kambiz Pezeshki, Wenjie Huang, Lukasz Hupka, Álvaro e Angélica Videla, Victor e Flôrcia Bazterra, Daniel Garcia, Luciano Valenzuela, Vishal Gupta, Örhân Özdemir, e, ainda, ao John Rohanna e ao Vladimir Zyuzin.
- Aos queridos bolsistas de IC Angéli Colling e Meise Paiva meus agradecimentos pela dedicação.
- Por fim, gostaria de agradecer a todos que de forma direta ou indireta contribuíram de alguma forma. Muito obrigado.

Sumário

Lista de Figuras	viii
Lista de Tabelas	xiii
Lista de Símbolos	xvi
Resumo	xviii
Abstract	xx
1. Introdução	1
2. Objetivos	3
3. Estado da Arte	5
3.1. Importância do processo de agregação no tratamento de águas e efluentes.....	5
3.2. Situação atual do reúso de águas	5
3.3. Estabilidade de colóides	9
3.4. Desestabilização de sistemas coloidais.....	11
3.4.1. Desestabilização com sais inorgânicos.....	12
3.4.2. Desestabilização com tensoativos	12
3.4.3. Desestabilização por aglomeração oleosa	13
3.4.4. Desestabilização com polímeros aquasolúveis.....	14
3.5. Reatores	16
3.5.1. Tipos de reatores.....	16
3.5.2. Condições hidrodinâmicas na agregação.....	17
3.5.3. Parâmetros hidrodinâmicos de reatores tubulares helicoidais.....	18
3.6. Processos convencionais de agregação (coagulação-floculação).....	28
3.7. Processos convencionais de separação sólido-líquido por sedimentação	29
3.7.1. Sedimentadores de fluxo horizontal	29
3.7.2. Sedimentadores de alta taxa	31
3.8. Processos convencionais de separação sólido-líquido por flotação	33
3.8.1. Eletro-Flotação	33
3.8.2. Flotação por ar dissolvido (microflotação).....	34
3.8.3. Flotação por ar induzido (macroflotação)	42
3.9. Processos emergentes de agregação/separação sólido-líquido.....	43
3.9.1. Flotação Jameson ou flotação a jato	43
3.9.2. Flotação Centrífuga	43
3.9.3. Floculação-Flotação (FF [®])	44
4. Experimental	46
4.1. Reator Gerador de Flocos (RGF): Concepção e antecedentes técnicos	46
4.2. Estudos Básicos	52
4.2.1. Materiais e reagentes	52
4.2.2. Equipamentos	53
4.2.3. Metodologia.....	55
4.2.3.1 Eficiência de floculação	56
4.2.3.2 Taxa de sedimentação.....	56
4.2.3.3 Taxa de ascensão	56
4.2.4. Análises	58

4.2.5.	Caracterização hidrodinâmica do Reator Gerador de Flocos (RGF) e avaliação comparativa da eficiência de geração de flocos com um sistema de mistura completa	58
4.2.5.1	Metodologia.....	58
4.2.5.1.1	Medida de H_f no RGF	58
4.2.5.1.2	Avaliação da eficiência de formação de flocos de $Fe(OH)_3$	58
4.2.5.1.3	Comparação do sistema RGF com agitador mecânico.....	59
4.2.5.1.4	Estudo da configuração do RGF.....	60
4.2.6.	Avaliação do efeito do tipo e concentração de sólidos na geração de flocos no RGF.....	60
4.2.6.1	Metodologia.....	60
4.2.7.	Avaliação do efeito da torção e da curvatura na eficiência de geração de flocos no RGF.....	61
4.2.7.1	Metodologia.....	61
4.3.	Aplicações	64
4.3.1.	Desestabilização de óleos	64
4.3.1.1	Materiais e reagentes	64
4.3.1.2	Equipamentos	64
4.3.1.3	Metodologia.....	64
4.3.1.4	Análises	64
4.3.2.	Clarificação da água bruta para consumo doméstico	65
4.3.2.1	Materiais e reagentes	65
4.3.2.2	Equipamentos	65
4.3.2.3	Metodologia.....	69
4.3.2.4	Análises	69
4.3.3.	Tratamento e reúso da água de lavagem de veículos.....	70
4.3.3.1	Materiais e reagentes	70
4.3.3.2	Equipamentos	71
4.3.3.3	Metodologia.....	73
4.3.3.4	Análises	75
4.3.4.	Tratamento e reúso da água de uma mina de carvão extinta.....	75
4.3.4.1	Materiais e reagentes	75
4.3.4.2	Equipamentos	77
4.3.4.3	Metodologia.....	77
4.3.4.3.1	Eficiência de flotação	82
4.3.4.3.2	Estudos de neutralização	82
4.3.4.4	Análises	82
5.	Resultados e discussão	83
5.1.	Estudos Básicos	83
5.1.1.	Caracterização hidrodinâmica do RGF e avaliação comparativa da eficiência de geração de flocos com um sistema de mistura completa	83
5.1.1.1	Medida de H_f no RGF	83
5.1.1.2	Avaliação da eficiência de formação de flocos de $Fe(OH)_3$	84
5.1.1.3	Comparação do sistema RGF com agitador mecânico.....	85
5.1.2.	Avaliação do efeito do tipo e concentração de sólidos na geração de flocos no RGF.....	89
5.1.3.	Avaliação do efeito da torção e da curvatura na eficiência de geração de flocos no RGF.....	105
5.2.	Aplicações	110

5.2.1.	Aplicação do RGF para desestabilização de óleos	110
5.2.2.	Clarificação da água bruta para consumo doméstico	111
5.2.2.1	Caracterização da água	112
5.2.2.2	Estudo da otimização da poliacrilamida no RGF	113
5.2.2.3	Redução de turbidez e cor com o sistema RGF-FADAT	114
5.2.2.4	Avaliação das condições hidrodinâmicas do RGF	120
5.2.3.	Tratamento e reúso da água de lavagem de veículos.....	123
5.2.4.	Tratamento e reúso de águas ácidas da mineração	130
6.	Conclusões	140
7.	Estudos Futuros	143
8.	Produção científica associada ao trabalho.....	144
9.	Referências.....	146
10.	Anexo.....	156

Lista de Figuras

Figura 1. Ciclo da água e reciclo de águas servidas.	6
Figura 2. Representação esquemática do modelo da dupla camada elétrica e dos planos de adsorção. (Fonte: http://www.zeta-meter.com/redchile.pdf . Acesso em: jun. 2004) 11	11
Figura 3. Estágios dos mecanismos envolvidos na agregação de partículas por floculação.	15
Figura 4. Fluxo secundário em tubo helicoidal. Fonte: Adaptado de Galier <i>et al.</i> (2003).	22
Figura 5. Geometria de um tubo helicoidal.	25
Figura 6. Zonas de um sedimentador.	30
Figura 7. Sedimentador de alta taxa. (Fonte: Richter e Netto, 1991).	31
Figura 8. Sedimentador Pulsator. (Fonte: Richter e Netto, 1991).	32
Figura 9. Sistema de flotação por ar dissolvido (FAD).	35
Figura 10. Fenômeno de “captura” (colisão + adesão) de partículas de diâmetro d_p por bolhas de diâmetro d_b dentro de um raio crítico r_c	37
Figura 11. Nucleação e crescimento de uma microbolha na superfície de uma partícula de quartzo recoberta com dodecilamina (coletor). (Rodrigues e Rubio, 2007).	39
Figura 12. Fenômenos de colisão, adesão, nucleação e captura de partículas e agregados por microbolhas (Rubio <i>et al.</i> , 2002).	40
Figura 13. Célula de flotação por ar induzido (FAI).	42
Figura 14. Processo de Floculação-Flotação para tratamento de efluentes oleosos.	45
Figura 15. Curva de resposta do traçador ao longo do RGF. Condições: vazão de alimentação = 3 Lmin ⁻¹ , [AM] = 10000 mgL ⁻¹ ; RGF com comprimento de 12 m e diâmetro de 2,5 cm.	47
Figura 16. Reator Gerador de Flocos (RGF [®]).	48
Figura 17. Floctube [™] : unidade de floculação em linha comercializada pela ETS (Estados Unidos). Fonte: www.etsenvironmental.com (Acesso em: 10/06/2005).	48
Figura 18. Formação de agregados aerados ao longo do RGF-F.	49
Figura 19. Floco aerado formado pela adição de polímero floculante de alto peso molecular.	50
Figura 20. Taxa de separação por sedimentação e flotação (ascensão) dos flocos no RGF [®] em função da vazão de alimentação. Condições: [Fe(OH) ₃] = 58 mgL ⁻¹ , [Polímero catiônico] = 5 mgL ⁻¹ , pH 7,5±0,5, taxa de injeção de ar (flotação) = 50%. ...	50
Figura 21. Estudo experimental realizado neste trabalho.	52
Figura 22. Reator Gerador de Flocos - RGF.	54
Figura 23. Reator Gerador de Flocos – Serpentinado: RGF-S.	55
Figura 24. Reator Gerador de Flocos-Flotador (RGF-F) para a geração de flocos aerados.	55

Figura 25. Unidades de separação dos flocos gerados no RGF. Sedimentação (a) e flotação com injeção de microbolhas (b).....	57
Figura 26. Sistema usado para a geração de flocos (aerados e não aerados) no RGF-F ou RGF e no RGF-S.	61
Figura 27. Sistema empregado para a geração de flocos no RGF.....	62
Figura 28. Captação da água bruta para clarificação no sistema RGF-F.	65
Figura 29. Detalhe da nuvem de microbolhas de ar acima das lamelas no FADAT (Flotador por ar dissolvido de alta taxa).....	66
Figura 30. Aplicação do RGF para clarificação da água de uma planta de tratamento por flotação.	67
Figura 31. Características construtivas (a) e vista da célula FADAT (b).....	68
Figura 32. Imagem (LTM-BSizer) de bolhas geradas por bomba centrífuga multifases (BCMF). Condições: vazão de alimentação = 11 Lmin ⁻¹ ; vazão de ar = 0,05 NLmin ⁻¹ ; pressão de saturação = 7,7 atm; T: 19 °C; escala barra branca = 100 µm.	73
Figura 33. Processo de lavagem automático dos ônibus da empresa Viamão Ltda.	74
Figura 34. Fluxograma do processo de tratamento do efluente de lavagem de ônibus..	74
Figura 35. Vistas da unidade de tratamento pelo sistema BMCF-RGF.	75
Figura 36. Estação piloto de tratamento de DAM-SS-16-Criciúma-SC (~ 1 m ³ h ⁻¹). 1) Captação de DAM; 2) Bomba de captação da DAM; 3) Tanque de neutralização 1 (capacidade 2000 L); 4) Tanque de neutralização 2 (capacidade 2000 L); 5) Bomba de alimentação; 6) Serpentina (S); 7) Reatores geradores de flocos (RGF-F); 8) Célula de flotação por ar dissolvido de alta taxa (FADAT); 9) Tanque de armazenamento de água tratada; 10) BCMF; 11) Tanque de oleato de sódio; 12) Tanque de floculante; 13) Bomba dosadora de reagentes; 14) Saída de água tratada; 15) Válvula agulha; 16) Tanque de preparo de “leite de cal”; 17) Agitador mecânico; 18) Saída do lodo gerado; 19) Entrada de ar; 20) Bomba peristáltica para adição de cal.	80
Figura 37. Fluxo da DAM da mina de carvão extinta (SS-16) – Criciúma/SC (a); Estação Piloto de Tratamento da DAM construída próxima a área atingida (b); Tanques de neutralização/precipitação dos íons metálicos e íons sulfato (c); Sistema de agregação em linha, constituído por uma serpentina (S) e o RGF-F (d); Sistema piloto de flotação por ar dissolvido de alta taxa (e); Detalhe da camada de lodo de etringita separado no processo de flotação (f).	81
Figura 38. Velocidade de sedimentação dos flocos de Fe(OH) ₃ em função do G.t empregado para o RGF e o agitador mecânico. Condições: [Fe(OH) ₃] = 58 mgL ⁻¹ , [Flonex 9045] = 5 mgL ⁻¹ , pH 7,5±0,5.	86
Figura 39. Velocidade de sedimentação dos flocos de Fe(OH) ₃ em função do número de Re e G no agitador mecânico. Condições: [Fe(OH) ₃] = 58 mgL ⁻¹ , [Flonex 9045] = 5 mgL ⁻¹ , pH 7,5±0,5.	87
Figura 40. Velocidade de sedimentação dos flocos de Fe(OH) ₃ em função do número de Re e G no RGF. Condições: [Fe(OH) ₃] = 58 mgL ⁻¹ , [Flonex 9045] = 5 mgL ⁻¹ , pH 7,5±0,5.....	87

Figura 41. Efeito da configuração do RGF na velocidade de sedimentação dos flocos em função da vazão de alimentação. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{Flonex 9045}] = 5 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$	88
Figura 42. Seção transversal do carvão (a) e $\text{Fe}(\text{OH})_3$ (b) flocos da análise das imagens obtidas pela análise de Raios-X no software Image J. O diâmetro da circunferência é de 4 mm.	90
Figura 43. Taxa de sedimentação dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e do sistema de floculação. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 19 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$	92
Figura 44. Taxa de sedimentação dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e do sistema de floculação. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$	92
Figura 45. Taxa de sedimentação dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e do sistema de floculação. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 86 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$	93
Figura 46. Taxa de sedimentação dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e da concentração de $\text{Fe}(\text{OH})_3$, em $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$ no RGF.	94
Figura 47. Taxa de sedimentação dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e da concentração de $\text{Fe}(\text{OH})_3$, em $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$ no RGF-S.	94
Figura 48. Taxa de sedimentação dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função do sistema de floculação e da concentração de $\text{Fe}(\text{OH})_3$, $[\text{CP904}] = 1 \text{ mgL}^{-1}$	95
Figura 49. Taxa de sedimentação dos flocos de carvão em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e do sistema de floculação. Condições: $[\text{Carvão}] = 0,5 \text{ gL}^{-1}$, $\text{pH natural } 8,3 \pm 0,2$	96
Figura 50. Taxa de sedimentação dos flocos de carvão em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e do sistema de floculação. Condições: $[\text{Carvão}] = 1,5 \text{ gL}^{-1}$, $\text{pH natural } 8,3 \pm 0,2$	96
Figura 51. Taxa de sedimentação dos flocos de carvão em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e do sistema de floculação. Condições: $[\text{Carvão}] = 3,0 \text{ gL}^{-1}$, $\text{pH natural } 8,3 \pm 0,2$	97
Figura 52. Taxa de sedimentação dos flocos de carvão em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e da concentração das partículas de carvão, em $\text{pH natural } (8,3 \pm 0,2)$ no RGF.	98
Figura 53. Taxa de sedimentação dos flocos de carvão em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e da concentração das partículas de carvão, em $\text{pH natural } (8,3 \pm 0,2)$ no RGF-S.	98
Figura 54. Taxa de sedimentação dos flocos de carvão em função do sistema de floculação e da concentração de partículas de carvão, $[\text{CP904}] = 5 \text{ mgL}^{-1}$	99
Figura 55. Taxa de ascensão dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função da taxa ar-sólidos e do sistema de floculação. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 19 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{CP904}] = 1 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$	100

Figura 56. Taxa de ascensão dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função da taxa ar-sólidos e do sistema de floculação. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{CP904}] = 1 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$.	100
Figura 57. Taxa de ascensão dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função da taxa ar-sólidos e do sistema de floculação. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 86 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{CP904}] = 1 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$.	101
Figura 58. Taxa de ascensão dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função da taxa ar-sólidos e da concentração de $\text{Fe}(\text{OH})_3$. Condições: $[\text{CP904}] = 1 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$ no RGF.	101
Figura 59. Taxa de ascensão dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função da taxa ar-sólidos e da concentração de $\text{Fe}(\text{OH})_3$. Condições: $[\text{CP904}] = 1 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$ no RGF-S.	102
Figura 60. Tamanho de bolhas equivalente em função da taxa de ascensão dos flocos aerados. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{CP904}] = 1 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$; taxa ar-sólidos = $0,02 \text{ mgmg}^{-1}$.	103
Figura 61. Densidade dos flocos em função do tamanho das bolhas e do tamanho dos flocos aerados. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{CP904}] = 1 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$; taxa ar-sólidos = $0,02 \text{ mgmg}^{-1}$.	103
Figura 62. Número de bolhas aderidas e aprisionadas nos flocos aerados de acordo com o tamanho das bolhas e dos flocos. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{CP904}] = 1 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$; razão ar-sólidos = $0,02 \text{ mgmg}^{-1}$.	104
Figura 63. Volume total de ar das bolhas aderidas e aprisionadas nos flocos em função do tamanho das bolhas e dos flocos. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{CP904}] = 1 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$; razão ar-sólidos = $0,02 \text{ mgmg}^{-1}$.	104
Figura 64. Taxa de sedimentação dos flocos em função do passo entre os anéis do RGF e o número de Re. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{CP } 904] = 4 \text{ mgL}^{-1}$.	105
Figura 65. Taxa de sedimentação dos flocos em função da razão torção-curvatura (λ) e do número de Re. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{CP } 904] = 4 \text{ mgL}^{-1}$.	106
Figura 66. Geração de flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função do passo entre os anéis do RGF. Condições: $\text{Re} = 8470$, $[\text{CP } 904] = 4 \text{ mgL}^{-1}$. O passo e a escala estão mostradas no canto inferior direito de cada figura.	106
Figura 67. Taxa de sedimentação dos flocos em função da curvatura (δ) e do número de Re. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{CP } 904] = 4 \text{ mg L}^{-1}$, $\tau = 0,078$.	107
Figura 68. Taxa de sedimentação dos flocos em função do parâmetro de torção (β_0) e do número de Dean (Dn). Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{CP } 904] = 1 \text{ mgL}^{-1}$, $\delta = 0,010$.	108
Figura 69. Taxa de sedimentação dos flocos de carvão em função do passo entre os anéis do reator e do número de Re. Condições: $[\text{Carvão}] = 1,5 \text{ gL}^{-1}$, $[\text{CP } 904] = 5 \text{ mgL}^{-1}$.	109
Figura 70. Taxa de sedimentação dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ e carvão em função do número de Re. Condições: $[\text{CP904}] = 1 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$ e $[\text{CP904}] = 5 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{carvão}] = 1,5 \text{ gL}^{-1}$, tempo de residência = 17 s.	109
Figura 71. Desestabilização da emulsão de óleo diesel usando o polímero catiônico Flonex 9045. Condições: $[\text{emulsão o/w}] = 100 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{lauril éter sulfato de sódio}] = 1 \text{ mgL}^{-1}$, temperatura = 20°C , vazão de alimentação = 3 Lmin^{-1} .	111

Figura 72. Redução de turbidez em função do tempo para diferentes concentrações da poliacrilamida SA920PWG. Condições do ensaio: vazão de alimentação = 5 Lmin ⁻¹ , taxa de reciclo = 40 %, pressão de saturação = 4 atm, RGF 1, pH 6,6 ± 0,4.	114
Figura 73. Redução de turbidez com redução gradual do G. Condições: vazão de alimentação = 5 Lmin ⁻¹ , taxa de reciclo = 30 %, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL ⁻¹ , pH 6,6 ± 0,4.	120
Figura 74. Redução de cor com redução gradual do G. Condições: vazão de alimentação = 5 Lmin ⁻¹ , taxa de reciclo = 30 %, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL ⁻¹ , pH 6,6 ± 0,4.	121
Figura 75. Redução de turbidez em função do gradiente de velocidade aplicado. Condições do ensaio: vazão de alimentação = 5 Lmin ⁻¹ , taxa de reciclo = 30 %, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL ⁻¹ , pH 6,6 ± 0,4.	122
Figura 76. Redução de cor em função do gradiente de velocidade aplicado. Condições do ensaio: vazão de alimentação = 5 Lmin ⁻¹ , taxa de reciclo = 30 %, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL ⁻¹ , pH 6,6 ± 0,4.	122
Figura 77. Remoção de Turbidez em função da taxa de aplicação usada no sistema RGF-BCMF. Condições: Turbidez inicial = 175 NTU.	127
Figura 78. Remoção de cor em função da taxa de aplicação usada no sistema RGF-BCMF. Condições: Cor inicial = 101 Hz.	127
Figura 79. Concentração de sólidos totais, dissolvidos e suspensos do efluente bruto e tratado por reagentes A (PAC, NaOH e polímero) e reagentes B (Aquafлот-AI e NaOH) nas dosagens de maior eficiência para geração de agregados aerados e pela ETAR (Estação compacta de tratamento e reúso de água de lavagem de veículos da Aquafлот).	129
Figura 80. Vistas de mananciais contaminados pela poluição causada pela indústria carbonífera na região de Criciúma/SC: Rio “amarelo” (a) e Lagoa “azul” (b).	132

Lista de Tabelas

Tabela 1. Tipos de reatores empregados no tratamento de águas e efluentes.	16
Tabela 2. Classificação dos regimes de fluxo para tubos lineares e helicoidais.	27
Tabela 3. Velocidades de ascensão para diversos tamanhos de bolhas.....	40
Tabela 5. Características construtivas e tempo de residência dos reatores helicoidais. .	53
Tabela 4. Dimensões da coluna de flotação e da célula de ascensão empregadas na medida do tempo de ascensão dos flocos aerados.....	57
Tabela 6. Condições hidrodinâmicas nos equipamentos de floculação hidráulica – RGF e RGF-S (Vazão de alimentação = 5 Lmin ⁻¹).	60
Tabela 7. Condições avaliadas para a geração de flocos no RGF em diferentes passos (distância entre os anéis do reator).	63
Tabela 8. Efeito de torção no RGF (Curvatura constante (δ) = 0,010).	63
Tabela 9. Efeito da curvatura no RGF (Torção constante (τ) = 0,078).	63
Tabela 10. Condições hidrodinâmicas no RGF (Curvatura constante (δ) = 0,010).	64
Tabela 11. Características construtivas e tempo de residência dos reatores helicoidais.	66
Tabela 12. Características hidráulicas da célula FADAT.....	67
Tabela 13. Caracterização das águas efluentes do processo de lavagem de ônibus.....	71
Tabela 14. Características construtivas e tempo de residência dos reatores helicoidais.	71
Tabela 15. Características físico-químicas da água da SS-16. Dados referentes ao monitoramento de janeiro de 2005 a novembro de 2006.	76
Tabela 16. Características construtivas e tempo de residência dos reatores helicoidais.	77
Tabela 17. Detalhamento dos estudos realizados para verificação da eficiência de flotação e remoção de íons metálicos (Fe, Al e Mn) e íons sulfato.....	79
Tabela 18. Parâmetros hidráulicos dos distintos reatores.....	84
Tabela 19. Características dos flocos formados nos diferentes reatores. Condições: [Fe(OH) ₃] = 58 mgL ⁻¹ , [Flonex 9045] = 5 mgL ⁻¹ , pH 7,5±0,5.....	85
Tabela 20. Caracterização dos flocos por microtomografia de Raios-X. Condições: energia = 50 kV, tempo de exposição = 12 s; tempo de varredura = 2 hr 30 min; tempo de reconstrução = 3 hr 30 min, resolução de reconstrução = 1 voxel (10 x 10 x 10) μ m, resolução espacial = 10 μ m.	89
Tabela 21. Seleção do polímero de melhor eficiência na floculação de carvão e de Fe(OH) ₃	90
Tabela 22. Parâmetros físicos, químicos e físico-químicos sobre a qualidade da água bruta tratada na ETA. Fonte: Selau (2005).	113
Tabela 23. Redução de turbidez e turbidez residual em função do tempo e da taxa de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 5 Lmin ⁻¹ , taxa de reciclo (rec.) = 20, 30, 40 e 50 %, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL ⁻¹ , RGF 1, pH 6,6 ± 0,4.	115

Tabela 24. Redução de cor e cor residual em função do tempo e da taxa de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 5 Lmin ⁻¹ , taxa de reciclo (rec.) = 20, 30, 40 e 50 %, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL ⁻¹ , RGF 1, pH 6,6 ± 0,4.	116
Tabela 25. Redução de turbidez e turbidez residual em função do tempo e da taxa de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 10 Lmin ⁻¹ , taxa de reciclo (rec.) = 20, 30, 40 e 50 %, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL ⁻¹ , pH 6,6 ± 0,4.	117
Tabela 26. Redução de cor e cor residual em função do tempo e da taxa de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 10 Lmin ⁻¹ , taxa de reciclo (rec.) = 20, 30, 40 e 50%, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL ⁻¹ , pH 6,6 ± 0,4.	117
Tabela 27. Redução de turbidez e turbidez residual em função do tempo e da taxa de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 15 Lmin ⁻¹ , taxa de reciclo (rec.) = 20, 30, 40 e 50 %, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL ⁻¹ , RGF 3, pH 6,6 ± 0,4.	118
Tabela 28. Redução de cor e cor residual em função do tempo e da taxa de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 15 Lmin ⁻¹ , taxa de reciclo (rec.) = 20, 30, 40 e 50 %, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL ⁻¹ , RGF 3, pH 6,6 ± 0,4. ...	119
Tabela 29. Tempo de floculação, taxa de aplicação e área requerida usando os processos de flotação (RGF) e sedimentação.....	120
Tabela 30. Redução de turbidez e turbidez residual em função do tempo e da pressão de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 10 Lmin ⁻¹ , taxa de reciclo (rec.) = 80 %, pressão de saturação = 3, 4, 5 e 6 atm, [PAC] = 0,4 mL ⁻¹ , [Flonex 7011] = 0,02 mL ⁻¹ , pH 7,5 ± 0,5.	123
Tabela 31. Redução de cor e cor residual em função do tempo e da pressão de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 10 Lmin ⁻¹ , taxa de reciclo (rec.) = 80 %, pressão de saturação = 3, 4, 5 e 6 atm, [PAC] = 0,4 mL ⁻¹ , [Flonex 7011] = 0,02 mL ⁻¹ , pH 7,5 ± 0,5.	124
Tabela 32. Redução de turbidez e turbidez residual em função do tempo e da pressão de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 23 Lmin ⁻¹ , taxa de reciclo (rec.) = 80 %, pressão de saturação = 3, 4, 5 e 6 atm, [PAC] = 0,4 mL ⁻¹ , [Flonex 7011] = 0,02 mL ⁻¹ , pH 7,5 ± 0,5.	125
Tabela 33. Redução de cor e cor residual em função do tempo e da pressão de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 23 Lmin ⁻¹ , taxa de reciclo (rec.) = 80 %, pressão de saturação = 3, 4, 5 e 6 atm, [PAC] = 0,4 mL ⁻¹ , [Flonex 7011] = 0,02 mL ⁻¹ , pH 7,5 ± 0,5.	125
Tabela 34. Redução de turbidez e turbidez residual em função do tempo e da pressão de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 46 Lmin ⁻¹ , taxa de reciclo (rec.) = 80 %, pressão de saturação = 4 atm, [PAC] = 0,4 mL ⁻¹ , [Flonex 7011] = 0,02 mL ⁻¹ , pH 7,5 ± 0,5.	126
Tabela 35. Redução de cor e cor residual em função do tempo e da pressão de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 46 Lmin ⁻¹ , taxa de reciclo (rec.) = 80 %, pressão de saturação = 3, 4, 5 e 6 atm, [PAC] = 0,4 mL ⁻¹ , [Flonex 7011] = 0,02 mL ⁻¹ , pH 7,5 ± 0,5.	126
Tabela 36. Redução de turbidez e turbidez residual em função do tempo e da pressão de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 46 Lmin ⁻¹ , taxa de reciclo (rec.) = 20, 40, 60	

e 80 %, pressão de saturação = 3, 4, 5 e 6 atm, [Aquaflot-Al] = 100 mgL ⁻¹ , pH 7,5 ± 0,5.	128
Tabela 37. Redução de cor e cor residual em função do tempo e da pressão de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 46 Lmin ⁻¹ , taxa de reciclo (rec.) = 20, 40, 60 e 80 %, pressão de saturação = 4 atm, [Aquaflot-Al] = 100 mgL ⁻¹ , pH 7,5 ± 0,5.	128
Tabela 38. Tensão superficial do efluente bruto e tratado no sistema BCMF-RGF (reagentes A e B) e pelo sistema ETAR à 25 °C.	129
Tabela 39. Custo do tratamento da água de lavagem de veículos.	130
Tabela 40. Eficiência de flotação para os diferentes estudos avaliados para otimização do processo separação sólido-líquido. Condições experimentais detalhadas na Tabela 17.	133
Tabela 41. Eficiência de remoção e concentração residual de íons metálicos (Mn, Al e Fe) e íons sulfato. As concentrações iniciais desses elementos estão descritas na Tabela 15.	134
Tabela 42. Parâmetros do tratamento para o estudo 14.	135
Tabela 43. Reúso do lodo gerado na neutralização/precipitação de íons Mn e Fe.	136
Tabela 44. Estimativa de custo com reagentes para o tratamento em pH 7,0 (Remoção de íons Fe, Al e parcial de íons Mn).	137
Tabela 45. Estimativa de custo com reagentes para o tratamento em pH 9,0 (Remoção de íons Fe, Al e Mn).	137
Tabela 46. Estimativa de custo com reagentes para o tratamento (remoção de íons de metais pesados e íons sulfato) da DAM SS-16 com Panfloc TE 1018 e Alupan.	137
Tabela 47. Custos aproximados do tratamento de diversas DAMs da região carbonífera do Estado de Santa Catarina, em função do poluente a ser removido.	138
Tabela 48. Reúso-reaproveitamento de águas conforme limites recomendados.	139

Lista de Símbolos

RGF =	reator gerador de flocos
RGF-S =	reator gerador de flocos serpentinado
RGF-F =	reator gerador de flocos para flotação
G =	gradiente de velocidade
G.t =	número de Camp
Re =	número de Reynolds
De =	número de Dean
Gn =	número de Germano
η_K =	número de microescala de longitude de Kolmogoroff
δ =	curvatura
τ =	torção
β_o =	parâmetro de torção
λ =	razão entre torção e curvatura
PS =	plano de Stern
PIH =	plano interno de Helmholtz
PEH =	plano externo de Helmholtz
POE =	polióxido de etileno
PVA =	álcool polivinílico
g =	aceleração gravitacional
D_p =	diâmetro partícula
D_f =	diâmetro do floco
ρ_s =	peso específico do sólido
ρ_f =	peso específico do fluido
ρ =	densidade do ar
μ =	viscosidade do fluido
v_t =	velocidade terminal
v_a =	velocidade ascensional
C_d =	coeficiente de cisalhamento
FAD =	flotação por ar dissolvido
FADAT =	flotação por ar dissolvido de alta taxa
D =	coeficiente de dispersão axial
u =	velocidade do fluxo

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

Resumo

A presente tese de doutorado apresenta estudos básicos de concepção, avaliação de parâmetros hidrodinâmicos e de transporte e desenvolvimento do Reator Gerador de Flocos (RGF) como etapa auxiliar ao tratamento primário de águas e efluentes (incluído o reúso/reaproveitamento de águas). Foram desenvolvidos estudos básicos avaliando-se as condições hidrodinâmicas de formação de flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ no RGF e comparados com um sistema de mistura completa, através da determinação dos seguintes parâmetros: gradiente de velocidade (G), número de Camp (G.t), número de Reynolds (Re), número de Dean (De), número de Germano (Gn) e do número de microescala de comprimento de Kolmogoroff (η_K). Foram feitas aplicações do RGF na desestabilização de emulsões oleosas, tratamento de águas para o abastecimento público, tratamento de águas oriundas do processo de lavagem de veículos e da indústria da mineração. Para o mesmo número de Camp (G.t) aplicado no RGF (fluxo pistão) e no sistema de agitação mecânica foi verificado que os flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ formados no reator de agregação apresentaram maiores taxas de sedimentação (20 mh^{-1}), enquanto que para o sistema mecânico, a velocidade de sedimentação foi da ordem de 5 mh^{-1} . Ainda, foi investigado o desempenho de floculação de acordo com o tipo e concentração de partículas ($\text{Fe}(\text{OH})_3$ e partículas de carvão como modelos de suspensão), tipo e concentração de polímero floculante. Os resultados mostraram que a eficiência de floculação é largamente dependente das características das partículas (porosidade, conteúdo de água, por exemplo) e do sistema de floculação hidráulica. Foram estudadas alternativas de aplicação do RGF como floculador de sólidos particulados (RGF-S, Reator Gerador de Flocos-Serpentinado), com um regime turbulento; floculador de sistemas coloidais (RGF, sem S) e como flotador (RGF-F, na geração de flocos aerados), com a injeção de microbolhas no reator. Análises de microtomografia computadorizada por Raios-X mostraram que os flocos não aerados de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ apresentam maior porosidade e uma estrutura “esponjosa” (81% de água), densidade de $1,109 \text{ gcm}^{-3}$ e um tamanho maior em relação aos flocos de carvão (mais compactos e com um conteúdo de água de 63%), densidade de $2,899 \text{ gcm}^{-3}$, sendo mais resistentes que os flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$. No caso dos flocos aerados, o ar aprisionado reduz a quantidade de água dos flocos e diminui a densidade dos mesmos para $0,7-0,9 \text{ gcm}^{-3}$ (em função do tamanho dos flocos e do tamanho das bolhas). Ainda, quanto à configuração do reator, foi avaliado o efeito da curvatura e da torção no fluxo hidráulico do RGF através da eficiência de formação dos flocos e do tamanho dos mesmos. Os resultados mostraram que o passo entre os anéis

do reator e as condições hidrodinâmicas apresentam grande influência na formação dos flocos, e quando o passo é nulo, há uma melhor eficiência de formação dos flocos. Os resultados mostraram ainda, que a energia cinética turbulenta aumenta devido à curvatura quando o parâmetro de torção é mantido constante (passo nulo), melhorando a eficiência de formação de flocos. Nos estudos de aplicação do Reator Gerador de Flocos (RGF), visando a desestabilização de uma emulsão oleosa, foi verificado que o RGF apresentou elevada eficiência de remoção de óleo (> 90% de remoção de óleo em todos os casos). A aplicação do RGF associado ao FADAT (Flotador por ar dissolvido de alta taxa) no tratamento de águas (ETA convencional) permitiu alcançar resultados de qualidade da água tratada, em termos de redução de turbidez e cor, semelhante ao processo por agregação-sedimentação da mesma ETA. Entretanto, os resultados apresentados mostraram que é possível aumentar a taxa de aplicação de 3,5 (processo convencional) para $10 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ com o uso do RGF-FADAT. Os estudos de tratamento da água de lavagem de veículos mostraram que em todas as taxas de aplicações estudadas ocorreu significativa redução de turbidez (> 95%), cor (> 80%) e sólidos suspensos (> 95%), nas melhores condições estudadas, inclusive um aumento da tensão superficial, possibilitando o reaproveitamento ou reúso dessa água. Os resultados da aplicação do RGF no tratamento de águas ácidas oriundas de uma mina extinta de carvão mostraram que, nas distintas condições operacionais, houve remoção de íons sulfato e íons Fe, Al e Mn. A aplicação do RGF-FADAT no tratamento de águas ácidas da mina extinta apresentou grande potencial de reúso/reaproveitamento dessas águas. Os estudos básicos e aplicados desenvolvidos neste trabalho permitiram prever um elevado potencial de aplicação do RGF como um sistema contator-floculador-flotador na remoção de sistemas particulados, principalmente por apresentar as seguintes vantagens: i) um baixo tempo de residência, ii) ausência de partes móveis (agitadores), iii) pequena área ocupada, iv) mistura do tipo pistão (ideal para a agregação de suspensões ou dispersões), v) ausência de curto-circuitos ou zonas mortas, vi) crescimento uniforme dos agregados, vii) elevada cinética na geração dos flocos e viii) possibilidade de geração de flocos aerados (flotador). Os distintos resultados obtidos caracterizam esse reator como uma alternativa tecnicamente viável para o tratamento e reúso/reciclo de águas e efluentes, por apresentar elevada eficiência na agregação e separação sólido-líquido da matéria em suspensão.

Abstract

The present work deals with basic studies of design, evaluation of hydrodynamic and transport parameters and set up of the Flocc Generator Reactor (FGR) as an ancillary step in the primary treatment of waters and effluents (including the reuse/recycle of these waters). Basic studies were evaluated including the main hydrodynamic parameters for the $\text{Fe}(\text{OH})_3$ flocs formation in the FGR and compared with a complete mixture system, using the following parameters: velocity gradient (G), Camp number (G.t), Reynolds number (Re), Dean number (De), Germano number (Ge), and the Kolmogoroff microscale number of turbulence (η_K). Applications of the FGR were carried out for the destabilization of oily emulsions, potable water treatment, treatment of waters from the vehicle washing and in the mining industry. For the same Camp number (G.t) applied in the FGR (plug flow) and in a mechanical agitation system it was verified that the $\text{Fe}(\text{OH})_3$ flocs generated in the reactor presented higher settling rates (20 mh^{-1}), meanwhile for the mechanical system, the settling rates were about 5 mh^{-1} . Yet, it was investigated the flocculation performance according to the type and concentration of particles ($\text{Fe}(\text{OH})_3$ and coal particles as suspension models), type and flocculant polymer dosage. Results showed that the flocculation efficiency is largely dependent on the particle characteristics (porosity, water contents, i. e.) and on the hydraulic flocculation system. Alternative applications of the FGR as a flocculator of particulate solids (FGR-S, Flocc Generator Reactor-Serpentine), with a turbulent flow; flocculator of colloidal systems (FGR, without S) and as a flotator (FGR-F, for the aerated flocs generation), with microbubbles injection in the reactor. Computer microtomographic by X-Ray analyses showed that the non aerated $\text{Fe}(\text{OH})_3$ flocs presented a high porosity, a “spongy” structure (81% of water), 1.109 gcm^{-3} density and a bigger size in relation to the coal flocs (more compact and with 63% of water content), 2.899 gcm^{-3} density, yielding to more resistant flocs than the $\text{Fe}(\text{OH})_3$ flocs. In the case of the aerated flocs, the entrapped air reduces the water content and the density of the flocs to $0.7\text{-}0.9 \text{ gcm}^{-3}$ (as a function of the flocs size and bubbles size). The reactor configuration was evaluated by means of curvature and torsion of the hydraulic flow in the FGR through the flocs formation efficiency and size. Results showed the the pitch among the rings or the reactor and the hydrodynamic conditions present a great influence on the flocs formation, and when the pitch is absent, there is a better flocs formation efficiency. Results showed yet, that the turbulent kinetic energy increases due the curvature when the parameter torsion is kept constant (no pitch), improving the flocs

generation efficiency. In the studies of application of the Flocc Generator Reactor (FGR) for the oily emulsion destabilization, it was verified that the FGR presented a high efficiency of oil removal (> 90% of oil removal in all the cases). The FGR application associated to a DAFHR (Dissolved air flotator of high rate) for the treatment of potable waters (conventional process) allowed to reach good results of the water quality, in terms of turbidity and colour reduction, similarly to the aggregation-sedimentation process used in the plant treatment. However, results showed that it is possible to increase the application rate of 3.5 (conventional process) to $10 \text{ m}^3\text{m}^{-2}\text{h}^{-1}$ with the FGR-DAFHR system. The studies of the vehicle washing water treatment showed that in all the conditions applied it was possible to reduce the turbidity (> 95%), colour (> 80%) and suspended solids (> 95 %), in the best conditions evaluated, including an increase in the surface tension, allowing the recycle or the reuse of this water. Results of the application of the FGR in the acid waters of an extinct coal mine showed that, in the distinct operational conditions, there were removal of sulphate, Fe, Al and Mn ions. The FGR-DAFHR application for the treatment of acid waters of an old mine showed a great potential for the reuse/recycle of these waters. Basic and applied studies carried out in this work allowed to predict the high potential of the FGR application as a contactor-flocculator-flotator system for the removal of particulate systems, mainly for the following advantages: i) low residence time, ii) absence of mobile parts (agitators), iii) low foot print area, iv) plug flow mixture (ideal to promote the aggregation of suspensions or dispersions), v) absence of short-circuits or dead zones, vi) uniform growth of the flocs, vii) high kinetic of flocs generation and viii) possibility of aerated flocs generation (flotator). The distinct results obtained characterize this reactor as a technical alternative for the treatment and reuse/recycle of waters and effluents, due the high efficiency in the aggregation and solid-liquid separation of the suspended matter.

1. Introdução

A necessidade de adoção de processos de tratamento específicos, para uma água ou efluente líquido, é determinada pelos resultados de exames bacteriológicos, análises físicas, químicas e físico-químicas, avaliados por um determinado período de tempo de monitoramento, e pelas exigências da legislação ambiental. A qualidade do manancial (superficial ou subterrâneo) ou efluente líquido a ser tratado determina a adoção dos processos corretivos de tratamento para obtenção da purificação final desejada, visando sempre um custo mínimo (Netto, 1987).

Uma das principais etapas do tratamento de águas, ou efluentes, é a redução de turbidez através da agregação de partículas e/ou gotículas dispersas (suspensões), denominada clarificação (Gregor *et al.*, 1997). Ainda, a crescente demanda de água devido ao aumento populacional e, conseqüentemente, a deficiência de espaço físico para o tratamento, reúso/reciclo de águas e efluentes, dentro dos centros urbanos e industriais têm exigido o desenvolvimento de estações de tratamento cada vez mais compactas e com maior capacidade de processamento. Segundo Arboleda (1973), a grande maioria das plantas de tratamento da América Latina, têm sido cópias ligeiramente modificadas das usadas nos países industrializados. Isso devido principalmente ao grande desenvolvimento comercial desses países, que impulsionou o uso de equipamentos produzidos por eles, os quais são exportados conjuntamente com a tecnologia que os origina. Essa prática tem se mantido inalterada até a atualidade (Wagner e Pinheiro, 2001). Dessa forma, torna-se essencial a concepção e o desenvolvimento de novas tecnologias aplicadas à adequação de águas para uso urbano, industrial e agrícola e o tratamento de todas as emissões líquidas, sólidas e gasosas geradas nos mais diversos processos, visando um tratamento eficiente, redução do espaço físico ocupado e minimização do impacto visual ocasionado por obras de grande porte.

De acordo com Wagner e Pinheiro (2001), a tendência é a otimização de estações de tratamento primário de águas e efluentes, através do desenvolvimento de um projeto simplificado que resulte numa planta que produza duas ou três vezes mais água potável, ou tratamento de efluentes líquidos, que os processos convencionais e com baixo custo. Infelizmente, a otimização de cada estação de tratamento não pode ser generalizada, pois cada situação necessita de uma combinação particular de medidas para obtenção do melhor desempenho, que dependem da caracterização da água residuária a ser tratada. Sendo assim, a integração de conhecimentos sobre o tratamento, operação e infra-

estrutura, é fundamental para o desenvolvimento de projetos alinhados com a otimização de estações. Alguns autores (Haarhoff e Edzwald, 2001; Rubio *et al.*, 2002, Rubio, 2003, Rosa e Rubio, 2005; Carissimi e Rubio, 2005a) sugerem a rápida agregação seguida de flotação como uma alternativa de potencial em termos de cinética de separação sólido-líquido ou líquido-líquido (aumento da taxa de aplicação), comparativamente ao sistema de sedimentação. Nesse caso, a flotação dos flocos (flocos-flotação) não necessita da formação de flocos grandes e densos, fundamentais na sedimentação, uma vez, que outros fenômenos operam, tais como: colisão, adesão e aprisionamento eventual das bolhas nos agregados poliméricos. Ainda, segundo esses autores, a tendência é reduzir o tempo de agregação das partículas e aumentar a taxa de tratamento através da flotação. Isso significa que flocos de tamanho pequeno (10 micrômetros) podem ser facilmente removidos aplicando-se elevadas taxas de flotação por ar dissolvido - FAD ($> 12 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$), reavaliando o entendimento atual de que grandes agregados são necessários para uma separação eficiente.

Nesse sentido, o emprego de flocladores hidráulicos, que aproveitam a própria energia da corrente líquida para promover o contato entre as partículas e os agentes destabilizantes para a agregação de partículas, têm sido uma excelente alternativa aos sistemas convencionais de mistura mecanizados. Mais especificamente, o uso de configurações curvas de tubos circulares como flocladores hidráulicos têm apresentado elevada eficiência para o tratamento primário de águas e efluentes líquidos (Carissimi e Rubio, 2005a, 2005b). Carissimi (2003) desenvolveu um equipamento, denominado de Reator Gerador de Flocos (RGF) para a agregação, utilizando $\text{Fe}(\text{OH})_3$ como modelo de suspensão, e verificou que esse tipo de reator apresentava um perfil de fluxo pistonado, um curto tempo de residência, da ordem de segundos, ausência de zonas mortas ou curtos-circuitos e elevada turbulência, sendo ideal para a agregação de partículas. Outros estudos de validação do RGF, recentemente desenvolvidos por Pelissari (2006) e Sartori (2006), na Universidade Federal do Espírito Santo (UFES), mostraram a eficiência do reator na coagulação de partículas, águas simuladas e através da modelagem numérica computacional do escoamento no interior do reator helicoidal, respectivamente. Os estudos realizados por esses autores além de consolidar parâmetros intrínsecos à geometria do RGF, tais como: curvatura e torção, também estimulam a aplicação industrial deste reator, como uma técnica de grande potencial no tratamento primário de águas de abastecimento e efluentes líquidos industriais.

2. Objetivos

O objetivo geral da presente tese de doutorado foi o estudo teórico (hidrodinâmico) e o desenvolvimento do RGF para aplicações na separação sólido-líquido por agregação-sedimentação, agregação-flotação e remoção de óleos (separação líquido-líquido). Ainda, foram realizados estudos de validação técnica de seu potencial de aplicação no tratamento de água para consumo doméstico e reúso/reciclo de águas e efluentes líquidos dos setores da mineração e da lavagem de veículos.

Dentre os objetivos específicos estão:

- Estudos básicos de determinação de parâmetros hidrodinâmicos do RGF e a correlação com a eficiência de agregação de partículas (usando $\text{Fe}(\text{OH})_3$ como modelo de suspensão coloidal). A eficiência de formação dos agregados nas distintas condições hidrodinâmicas estudadas foi avaliada através dos dados de sedimentação dos flocos e comparados com um sistema de mistura completa. Ainda, foram realizados estudos comparativos na eficiência de geração de flocos entre o fluxo retilíneo e helicoidal no interior do RGF;
- Estudos de avaliação do desempenho de floculação de acordo com o tipo e concentração de partículas ($\text{Fe}(\text{OH})_3$ e partículas de carvão como modelos de suspensão), tipo de polímero e concentração. A eficiência de formação dos agregados nas distintas condições hidrodinâmicas estudadas foi avaliada através dos dados de sedimentação e flotação dos flocos;
- Estudos de avaliação de parâmetros de projeto do Reator Gerador de Flocos, tais como o passo entre os anéis do reator, distintos parâmetros de curvatura e torção e distintas condições hidrodinâmicas (números de Reynolds e de Dean). A eficiência de formação dos agregados nas distintas condições hidrodinâmicas estudadas foi avaliada através dos dados de sedimentação dos flocos;
- Estudos de desestabilização de emulsões óleo-água, remoção de óleo, comumente encontrado em águas de refinarias de petróleo, usando o RGF com um polímero floculante (poliacrilamida) na agregação-floculação do óleo;
- Avaliação do sistema RGF como flotador (reator acoplado a uma célula de separação por flotação) numa Estação de Tratamento de Água (ETA) de Porto Alegre/RS para clarificação da água bruta destinada ao consumo humano, com a

redução de turbidez e cor aparente, comparativamente ao sistema de sedimentação da planta de tratamento;

- Aplicação do Reator Gerador de Flocos na clarificação (redução de turbidez, cor e sólidos em suspensão) das águas oriundas da lavagem de ônibus (Empresa Viamão SA) visando o reúso/reaproveitamento dessas águas;
- Aplicação do Reator Gerador de Flocos na remoção de íons sulfato e íons de metais pesados (Fe, Al e Mn) numa água residual de uma mina de carvão extinta (SS-16 em Criciúma-SC), visando o reúso/reaproveitamento desse recurso básico, e aproveitamento do lodo (flotado) gerado.

3. Estado da Arte

3.1. Importância do processo de agregação no tratamento de águas e efluentes

A degradação dos cursos d'água é um claro indicador da inadequação do processo do uso e 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, e, conseqüentemente, o tratamento dos efluentes líquidos gerados. 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 (Moretti e Lopez, 2002; Bio, 2002).

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 e estimular o reúso das águas. Dentro desse contexto, o tratamento e reúso de águas e efluentes industriais incluem como uma das primeiras etapas a agregação (coagulação e/ou floculação) para remoção de matéria coloidal, substâncias orgânicas dissolvidas e/ou, em alguns casos particulares, remoção de poluentes específicos. No Brasil, a qualidade da água para consumo humano e seus padrões de potabilidade estão estabelecidos pela Portaria nº 518 (2004) do Ministério da Saúde, e os padrões de classificação dos corpos d'água e de emissão de efluentes pela resolução do Conama nº 357 (2005), ou, no estado do Rio Grande do Sul pela Portaria nº 05 (1989) da Secretaria da Saúde e do Meio Ambiente do Rio Grande do Sul.

3.2. Situação atual do reúso de águas

O reúso-reaproveitamento da água está recebendo cada vez maior aceitação, a nível mundial, como uma parte importante e natural do ciclo da água (Figura 1); seu uso racional tem sido um fator fundamental para o desenvolvimento sustentável. A água reusada/reciclada pode ser empregada para uma grande variedade de aplicações para usos não potáveis como determina a Resolução nº 54 de novembro de 2005, que regulamenta a prática de reúso direto não potável de água (Silva e Senra, 2005). O grau do processo de tratamento requerido é adequado de acordo com a finalidade do uso

pretendido (“fit-for-purpose”), do grau de potencial contato humano ou animal e a fonte original de água. Em breve, a necessidade do reúso de grandes volumes de águas culminará na concepção de unidades de altas taxas de aplicação e com pequena área (foot print) ocupada. Dessa forma, torna-se essencial o desenvolvimento de unidades compactas de tratamento e com alta taxa de aplicação visando o reúso da água dentro das mais diversas finalidades.

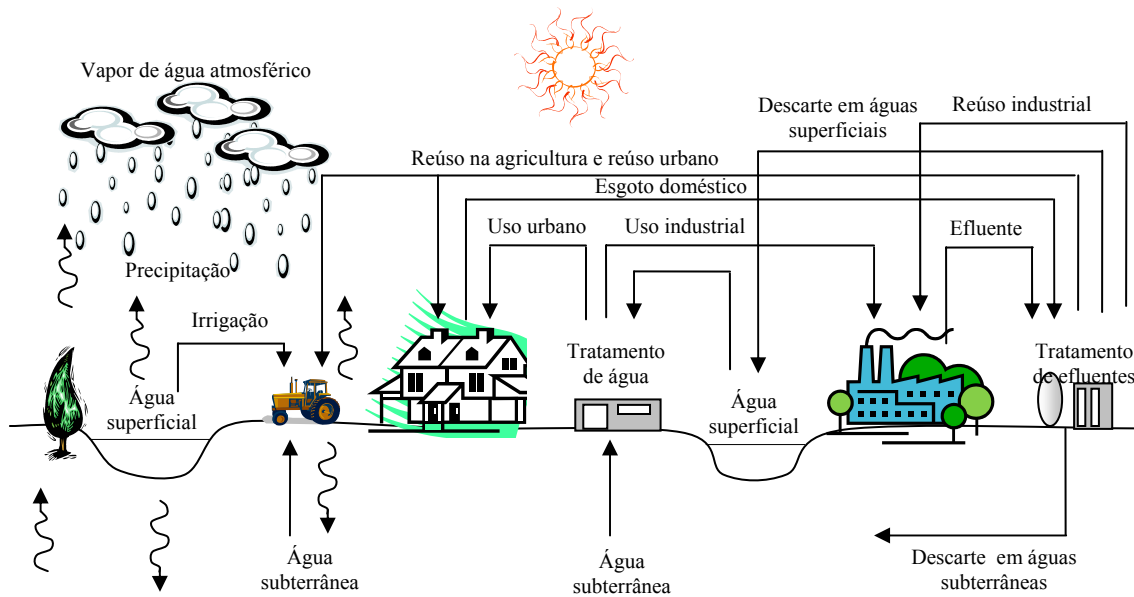


Figura 1. Ciclo da água e reúso de águas servidas.
Fonte: Adaptado de Asano e Levine (1996).

É estimado que 90% das atividades modernas poderiam ser realizadas com água de reúso (Mancuso e Santos, 2003). Além de diminuir a pressão sobre a demanda, o custo dessa água é pelo menos 50% menor do que o preço da água fornecida pelas companhias de saneamento, pois não necessita de padrão de qualidade para potabilidade. Embora, em muitos casos, essa água de reúso não é própria para consumo humano, pode ser usada, entre outras atividades, nas indústrias, na lavagem de áreas públicas, diluição de córregos, pequenas sangas, rios contaminados ou poluídos, irrigação de parques e áreas verdes ao longo de ruas e estradas, nas descargas sanitárias de condomínios e na construção civil (compactação do solo, lavagem de agregados, produção de concreto, etc). Além disso, as novas construções – casas, prédios, complexos industriais – podem incorporar sistemas de aproveitamento da água da chuva, para os usos gerais, exceto para o consumo humano.

Estudos desenvolvidos pelo Centro Internacional de Referência em Reúso de Água

(Cirra), vinculado à Universidade de São Paulo, visaram a adoção de medidas que viabilizem o reúso da água num condomínio com 346 lotes localizado em São Paulo, e a estimativa é de reusar 50% de toda a água dentro do próprio condomínio (Cirra, 2006). Felizmente, medidas como já estão sendo adotadas por outras construtoras e incorporadoras no país, inclusive em Porto Alegre, com os denominados “green buildings” ou prédios verdes, que além do marketing de vendas, apresentam-se como modelos de sustentabilidade em condomínios verticais, chegando a uma redução de até 15% das despesas do condomínio (ZH, 2006).

De acordo com Mierzwa e Hespanhol (1999), a reutilização-reúso de água ou, ainda em outra forma de expressão, o uso de águas residuárias, não é um conceito novo e tem sido praticado em todo o mundo há muitos anos. No entanto, a demanda crescente por água tem feito do reúso planejado da água um tema atual e de grande importância. Neste sentido, deve-se considerar o reúso de água como parte de uma atividade mais abrangente que é o uso racional ou eficiente da água, o qual compreende também o controle de perdas e desperdícios, e a minimização da produção de efluentes industriais, esgotos e do consumo de água.

Dentro dessa visão, os efluentes tratados têm um papel fundamental no planejamento e na gestão sustentável dos recursos hídricos como um substituto para o uso de águas destinadas a fins agrícolas e de irrigação, entre outros. Ao liberar as fontes de água de boa qualidade para abastecimento público e outros usos prioritários, o uso de efluentes contribui para a conservação dos recursos e acrescenta uma dimensão econômica ao planejamento dos recursos hídricos. O Brasil aprovou em novembro de 2005 uma resolução (n. 54 de novembro/2005 – em Anexo) que dispõe sobre a regulamentação do reúso da água para diversos fins, exceto para o consumo humano. Isto deve incentivar a venda (já praticada, de forma considerável) da água “industrial” para fins de irrigação, lavagem de pátios, ruas, recreação, combate a incêndios, diluição de córregos poluídos, usos em refrigeração industrial, etc.

A Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo (SABESP) adota a prática de reúso de águas desde a década de 80 (dentro de suas próprias instalações para lavagem de equipamentos, por exemplo). E, desde 1997, a SABESP comercializa essa água para uso industrial (reusando águas das Estações de Tratamento de Esgoto) por um preço inferior ao da água potável (R\$ 0,36 por m³), sendo que o custo da água potável para uma indústria que consome acima de 50 m³/mês na região metropolitana de São

Paulo é de R\$ 9,34 por m³. Atualmente, há um reaproveitando de 780 milhões de litros de água por mês, sendo suficiente para o consumo mensal de uma cidade com uma população de 170 mil habitantes (Sabesp, 2007).

O aumento do entendimento e aceitação pública sobre a inclusão do tratamento para reúso ou reciclo planejado da água tem reduzido a demanda sobre os mananciais de água devido à substituição da água potável por uma água de qualidade inferior. Dessa forma, grandes volumes de água potável podem ser poupados pelo reúso quando se utiliza água de qualidade inferior (geralmente efluentes pós-tratados) para atendimento das finalidades que podem prescindir desse recurso dentro dos padrões de potabilidade.

Outro exemplo no Brasil é o programa de Ciência, Tecnologia e Inovação do Cenpes (Centro de Pesquisas e Desenvolvimento Leopoldo Américo M. de Mello da Petrobras), que desde 2004, está buscando o reúso de efluentes nas refinarias, através da avaliação de diversas tecnologias disponíveis no mundo, objetivando reduzir o consumo de água e a geração de efluentes líquidos, simultaneamente. As tecnologias selecionadas estão implantadas em plantas-piloto na REGAP (Refinaria Gabriel Passos – localizada em Betim/MG) para avaliação da eficiência de tratamento e possibilidade de reutilização dessas águas.

O LTM (Laboratório de Tecnologia Mineral e Ambiental), também vem estudando e aplicando alternativas potenciais de reúso em outros sistemas, tais como no tratamento e reúso das águas de lavagem de veículos. Um sistema desenvolvido, em uma tese de doutorado, serviu de base para remover e reutilizar essas águas, em unidades de lavagem de ônibus. A metodologia é baseada no emprego de reagentes desestabilizantes (floculantes-coagulantes) de dispersões sólidas e emulsões e utiliza microbolhas que, uma vez aderidas flutuam as partículas poluentes, removendo as impurezas da água. A transferência do equipamento ao setor produtivo está sendo realizada pela empresa Aquafлот, formada por ex-alunos do LTM em parceria com a UFRGS, que permite o uso da patente: Tratamento e recirculação de águas de lavagem de veículos. Rubio, J.; Da Rosa, J. J.; Beal, R. Patente depositada em 11/00; INPI (PI: 0006390-8) e concedida em 03/06/2003.

O investimento e as pesquisas no setor estão aumentando, e já existem empresas especializadas neste assunto. Na pesquisa há diversos editais de P&D, workshops nacionais, projetos universidade-empresa, todos orientados ao reúso ou reciclo das águas de processo. Na UFRGS, foi criado o Núcleo Reúso de Águas (NRA), com apoio

federal e estadual, via projeto, de caráter multidisciplinar. O projeto combina ciência e engenharia e tem por objetivo básico apoiar ao núcleo universitário no atual desenvolvimento de técnicas, equipamentos e unidades integradas (planta-piloto) para o tratamento otimizado de efluentes líquidos (industriais e domésticos), visando o reúso das águas tratadas. As pesquisas objetivam apresentar tecnologia nacional econômica e tecnicamente viável com formação de recursos humanos de alto nível. As linhas nas quais se inserem as pesquisas integradas do núcleo são os tratamentos de esgotos domésticos, águas de lavanderias, efluentes da mineração, do produto “lixiviado” do lixo (chorume), da metalurgia e da indústria do couro para o reúso ou reaproveitamento dessas águas de processos na forma de água industrial. O Núcleo Reúso de Águas (NRA), é caracterizado pela integração das atividades em relação à preservação ambiental, complementação das especialidades e a formação de recursos humanos em todos os níveis. Os produtos da investigação, obtidos seguem uma rígida metodologia científica, são difundidos no âmbito técnico e acadêmico na forma de inovações, o que caracteriza uma das metas básicas da pesquisa universitária. A transferência ao setor produtivo é realizada diretamente, via projetos contratados ou na forma de patentes apoiadas pela UFRGS ou conjuntas com empresas financiadoras, gerando empregos e renda no nosso estado. Duas empresas formadas por ex-alunos encontram-se no mercado (RS) com produtos oriundos do núcleo em parceria com a UFRGS. A primeira fornece equipamentos e projetos para o reúso de águas de lavagem de veículos (patente-LTM-UFRGS) e a segunda disputa mercado com produtos importados na linha de absorventes de derrames acidentais de óleo, usando a biomassa seca de plantas aquáticas (Supersorb-br[®]).

3.3. 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 (constatarem e comprovarem os modelos teóricos existentes) 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; Israelachvili, 1992; Lins e Adamian, 2000).

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 2.

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 ϕ_I , e o plano externo de Helmholtz (PEH), com potencial ϕ_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 (ϕ_ξ). 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 (ϕ_ξ) ou potencial eletrocinético.

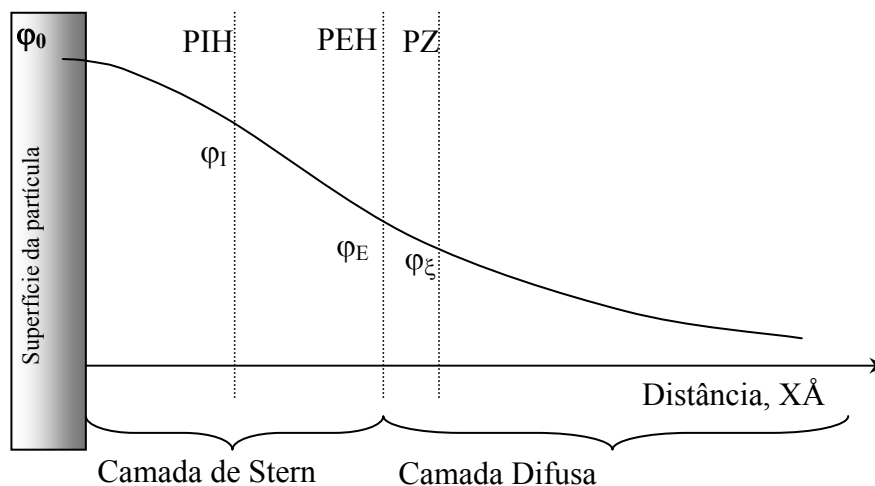
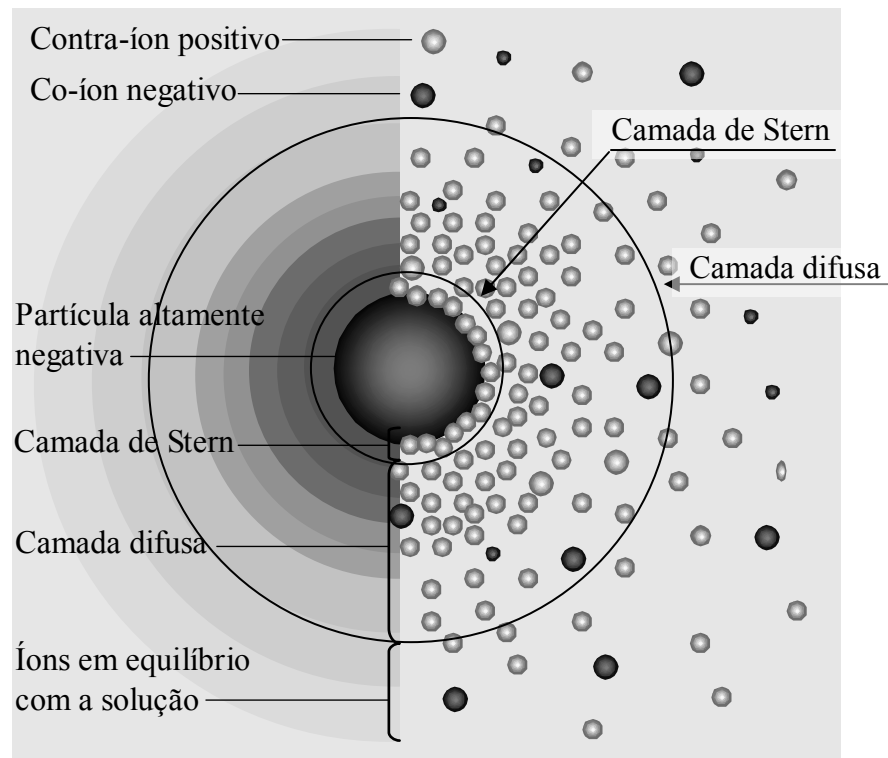


Figura 2. Representação esquemática do modelo da dupla camada elétrica e dos planos de adsorção. (Fonte: <http://www.zeta-meter.com/redchile.pdf>. Acesso em: jun. 2004)

3.4. Desestabilização de sistemas coloidais

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.

3.4.1. 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 as partículas coloidais pela adição de sais inorgânicos (Weber, 1972). Ocorre a adsorção desses íons inorgânicos no plano de cisalhamento (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.

3.4.2. 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,

ocorrendo uma diminuição da entropia do sistema (moléculas de tensoativo). 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.

3.4.3. 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 ou hidrofobizadas com tensoativos residuais, 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 inicialmente uma lente e depois um filme líquido que recobre sua superfície, tornando-as mais hidrofóbicas. Portanto, a interação é de caráter hidrofóbico (forças hidrofóbicas) (Israelachvili, 1992);

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.

3.4.4. Desestabilização com polímeros aquasolúveis

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). Os polímeros flocculantes 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 enquadra 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 flocculantes 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, normalmente é necessário um estágio de mistura lenta para o crescimento e formação de flocos maiores e posterior sedimentação. Entretanto, para a separação via flotação, não é necessário a formação de grandes flocos. 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 3.

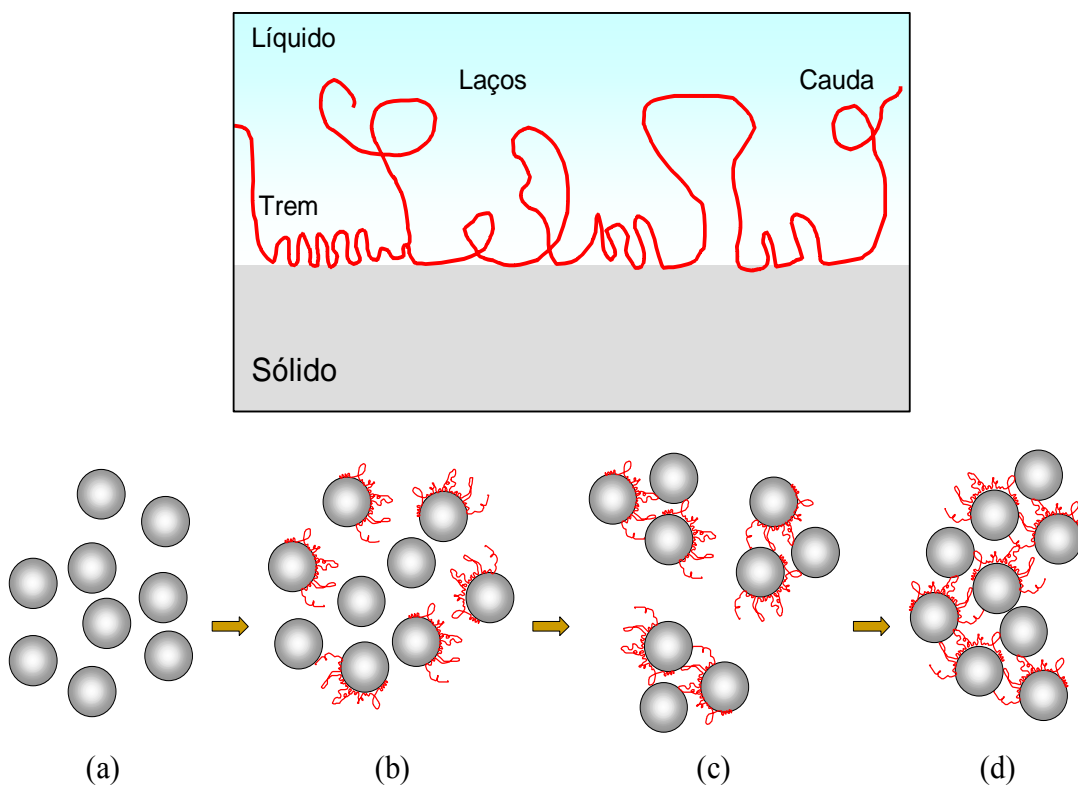


Figura 3. Estágios dos mecanismos envolvidos na agregação de partículas por floculação.

3.5. 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.

3.5.1. Tipos de reatores

Os reatores do tipo mistura completa e fluxo pistão são os mais comumente empregados no tratamento de águas e efluentes, contudo, 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 águas e 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.

3.5.2. 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 floculantes. Na agregação das partículas, 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:

$$-\frac{dN}{dt} = \{\text{Eficiência de colisão}\} \times \{\text{Frequência de colisão}\} = \alpha \times J \quad (1)$$

Na equação (1) 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 resultam 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:

- microfloculação ou floculação pericinética, e
- 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. A energia imposta por um misturador é dissipada

através de gradientes de velocidade e a taxa de energia introduzida é proporcional ao gradiente de velocidade estabelecido. O gradiente de velocidade é simbolizado por G e é usado para medir a intensidade de mistura. Um valor elevado de G significa uma mistura intensa, e um valor baixo de G denota uma mistura lenta. De acordo com Thomas *et al.* (1999), para um determinado valor de G , a agregação ortocinética é o mecanismo predominante quando as partículas apresentam uniformidade de tamanho, enquanto que a sedimentação diferencial predomina quando as partículas apresentam significativa disparidade de tamanhos. O equilíbrio entre o G empregado e o tempo de mistura pode ser expresso através do número de Camp ($G.t$).

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 detenção nominal t_d (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. Essa 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.

3.5.3. Parâmetros hidrodinâmicos de reatores tubulares helicoidais

A eficiência de qualquer processo de agregação depende basicamente de duas condições principais: físico-químicas e hidrodinâmicas. As condições físico-químicas estão relacionadas a uma série de questões mais complexas tais como o uso apropriado de reagentes químicos (tipo e concentração do coagulante e/ou floculante), arquitetura molecular do polímero – linear ou ramificada (Larsson, Walldal e Wall, 1999; Weir e

Moody, 2003), ordem de adição, temperatura e pH. Ainda, depende das características físico-químicas das partículas (tais como, carga superficial e densidade). A determinação das propriedades físico-químicas em suspensão desempenha uma importante função na desestabilização das partículas em suspensão. Recentemente, alguns autores (Sato, Kobayashi e Adachi, 2004; Zhanpeng e Yuntao, 2006; Walaszek e Ay, 2006) estudaram a morfologia das partículas como um novo conceito para a teoria da floculação, no qual se investiga a diversidade de formas das partículas coloidais, coagulantes hidrolizados e floculantes na água durante a agregação e o efeito na eficiência do processo de agregação. De acordo com esses autores, a agregação é enormemente afetada pela partícula e as características dos agregados, incluindo o tamanho, forma, diâmetro da partícula, tamanho e distribuição da estrutura espacial, assim como outros fatores químicos correlacionados.

A taxa na qual a separação sólido-líquido ocorre é altamente dependente da taxa de formação dos flocos (eficiência de floculação). Nesse caso, quando uma elevada taxa de separação de partículas é almejada, a geração de flocos “resistentes” ao cisalhamento é sempre vantajosa (Gray e Ritchie, 2006; Capponi *et al.*, 2006; Walaszek e Ay, 2006). Entretanto, a floculação convencional (mistura mecânica) usualmente requer elevados gradientes de energia, o que acarreta na formação de flocos irregulares, porosos e fracos. O tamanho, a porosidade e a densidade dos flocos podem ser controlados pelo tipo de floculante e as condições de floculação, tais como tempo de floculação e energia dissipada (Adachi e Tanaka, 1997; Gorczyca e Ganczarczyk, 1999).

A hidrodinâmica depende tanto do projeto da unidade de agregação (geometria do tanque, principalmente) como da intensidade de mistura (velocidade e tipo do impelidor, para unidades mecânicas; vazão de alimentação, para unidades hidráulicas e fluxo de ar, para unidades pneumáticas). A colisão das partículas são causadas por seu movimento relativo, concentração, tipo e concentração dos agentes de desestabilização, interação superficial e tempo de contato (Rattanakawin e Hogg, 2001). O movimento relativo das partículas pode ser causado pelo movimento Browniano (partículas menores que 1 ou 2 micrômetros) na ausência de agitação – agregação pericinética, pelo movimento do próprio fluido e das partículas devido à impregnação de uma força externa (gradientes de velocidade), ou, ainda, sedimentação diferencial – agregação ortocinética (Chen *et al.*, 1998; Metcalf e Eddy, 2003; Runkana, Somasundaran e Kapur, 2006).

Reatores de mistura completa e de fluxo pistonado (chicanas) são os tipos mais comumente empregados no tratamento de águas e efluentes líquidos. As características do fluxo hidráulico dos reatores de mistura completa e de fluxo pistão podem ser descritos como variações do fluxo ideal (não viscoso e incompressível) e não-ideal, dependendo da relação entre o fluxo de entrada e de saída (Metcalf e Eddy, 2003). Normalmente, reatores de mistura completa necessitam um tempo de agitação (contato) superior em relação a reatores de fluxo pistão. Neste último, um maior gradiente de velocidade empregado compensa o menor tempo de residência (Bratby, 1980). De acordo com Elmaleh e Jabbouri (1991), o valor do G oscila entre $10-100 \text{ s}^{-1}$ para tanques agitados com um tempo de detenção de 15-30 minutos, variando de acordo com os resultados específicos de cada efluente, obtidos em teste de jarros.

Entretanto, segundo Gregory (1987) os sistemas tubulares helicoidais podem atingir um G de até 5000 s^{-1} , em curtos tempos de residência (inferiores a 5 minutos). Essas características hidrodinâmicas favoráveis para o contato das partículas com os reagentes de desestabilização possibilitaram o estudo em laboratório de tubulações curvas como reatores de agregação, na formação de flocos de levedura (Gregory, 1988); flocos de bentonita (Elmaleh e Jabbouri, 1991); tratamento de esgoto sanitário (Ødegaard *et al.*, 1992); e geração flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ (Carissimi e Rubio, 2005).

O fluxo em tubos curvilíneos difere consideravelmente em relação a tubulações retilíneas. No fluxo através de tubos helicoidais, uma circulação secundária ou um fluxo secundário é introduzido no qual afeta diretamente na agregação das partículas, sendo determinado pelo número de Dean, que correlaciona o diâmetro do tubo e o diâmetro da helicóide (anel). Ainda, o espaçamento entre as helicóides possibilita a impregnação do efeito de torção, caracterizado pelo número de Germano. A caracterização hidrodinâmica dos reatores helicoidais possibilita a implantação e o correto escalonamento em plantas de tratamento, com a reprodução das mesmas condições hidráulicas otimizadas para a geração de agregados em nível laboratorial. Muitos projetistas de estações de tratamento atribuem a não correta caracterização do regime hidráulico dos sistemas de tratamento como sendo o principal fator responsável pela não reprodução dos resultados obtidos em escala de bancada para a escala industrial.

De acordo com Wagner e Pinheiro (2001), existe uma necessidade de integração entre a engenharia sanitária e hidráulica, para que ocorra uma sobreposição de conhecimentos sobre o tratamento, operação e as características hidráulicas das tecnologias aplicadas.

A seguir são reportados os parâmetros hidráulicos que regem o deslocamento do fluido e o contato das partículas (e agentes de desestabilização) no interior de tubos curvos (helicoidais).

O tamanho e a distribuição de tamanho dos agregados formados estão diretamente relacionados com a taxa de cisalhamento aplicada (Jarvis *et al.*, 2005). Esse cisalhamento é usualmente caracterizado pelo gradiente de velocidade médio, mostrado na Equação (2).

$$G = \sqrt{\frac{\varepsilon}{\mu V}} \quad (2)$$

onde G é o gradiente de velocidade médio (s^{-1}); ε é a taxa de energia dissipada por unidade de massa do fluido ($kgfms^{-1}$); μ = viscosidade absoluta da massa líquida ($kgfsm^{-2}$) e V = volume da célula (m^3). A energia ou potência de dissipação é dada de acordo com a Equação (3).

$$\varepsilon = Q \cdot \gamma \cdot Hf \quad (3)$$

onde Q é a vazão de alimentação (m^3s^{-1}); γ = peso específico da massa líquida ($kgfm^{-3}$) e Hf = perda de carga (m).

Substituindo a Equação (2) na Equação (3) é possível determinar a Equação (4) que pode ser empregada para misturadores hidráulicos, independentemente de sua geometria, desde que a Hf seja calculada ou medida apropriadamente (por exemplo, medida manométrica diferencial, no caso específico de tubulações curvas ou helicoidais).

$$G = \sqrt{\frac{\gamma \cdot Hf}{\mu \cdot t}} \quad (4)$$

onde t é o tempo de residência (s).

Outro parâmetro importante na agregação em sistemas tubulares é o número de Reynolds (Re) obtido pela relação entre o produto da densidade do meio (ρ), da velocidade de escoamento (V) e do diâmetro do tubo (D), considerando-se seção plena de escoamento pela viscosidade absoluta da massa líquida (μ), de acordo com a Equação (5) (Yamamoto *et al.*, 2002).

$$\text{Re} = \frac{\rho V D}{\mu} \quad (5)$$

No caso de sedimentação diferencial, partículas maiores que sedimentam com maior rapidez acabam colidindo com partículas menores sendo determinada através do balanço de forças gravitacionais, ascensionais e arraste, velocidade de sedimentação (v_i) de uma partícula de diâmetro d_i e densidade ρ_i num meio de densidade ρ , e viscosidade μ , segundo a Equação de Stokes (6) para fluxo laminar.

$$v_i = \frac{g \cdot d_i^2 (\rho_i - \rho)}{18 \cdot \mu} \quad (6)$$

A massa líquida que flui em um tubo curvo desenvolve orthogonalmente ao fluxo principal, fluxos secundários devido à força centrífuga. Esse fluxo, primeiramente estudado por Dean em 1927-28 é caracterizado pelo movimento radial do fluxo ao longo das paredes e do centro da seção transversal de escoamento, que pode ser descrito como um duplo vórtice formado ao longo da seção transversal do tubo, mostrado na Figura 4. Esse par de vórtices está presente inclusive nos números de Dean mais baixos; e, em elevados números de Dean, uma instabilidade centrífuga aparece próximo à concavidade externa da parede do tubo e gera outro par de vórtices (Berger, Talbot e Yao, 1983; Galier *et al.*, 2003; Ujhidy, Németh e Szépvölgyi, 2003).

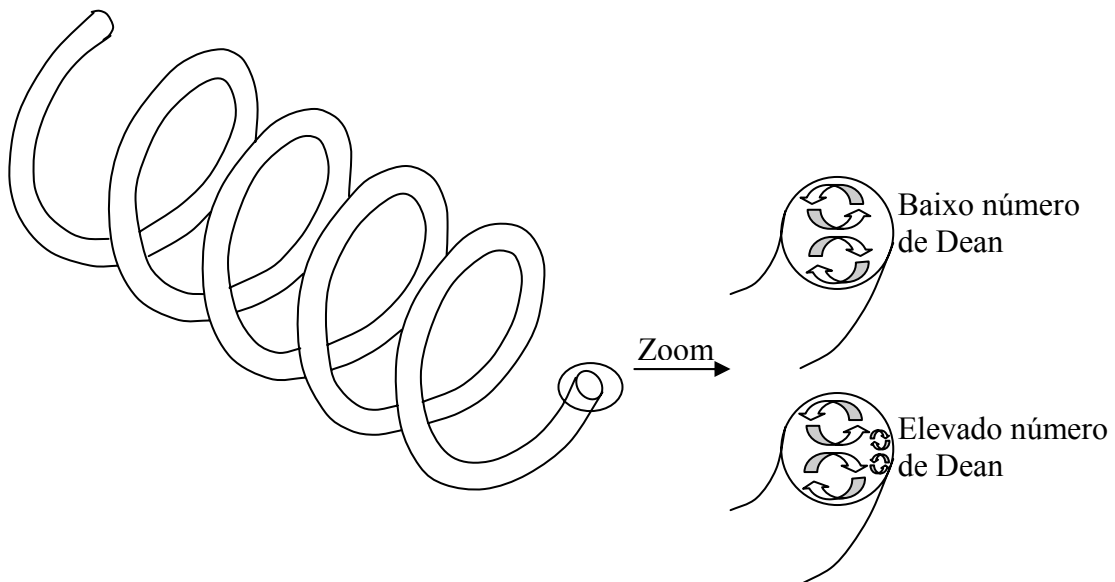


Figura 4. Fluxo secundário em tubo helicoidal. Fonte: Adaptado de Galier *et al.* (2003).

O número de Dean (De) é o parâmetro adimensional que mede a razão da média geométrica das forças centrífugas e de inércia devido às forças de viscosidade que governam o movimento do fluido em um tubo curvo, definido de acordo com a Equação (7), sendo válida para tubulações helicoidais com espaçamento (p) nulo entre as helicóides.

$$De = Re \cdot \left(\frac{d}{D} \right)^{0,5} \quad (7)$$

onde Re é o número de Reynolds (adimensional), d é o diâmetro interno do tubo (m) e D é o diâmetro da helicóide (m).

No caso de um tubo helicoidal com um espaçamento (p), um número modificado de Dean (De') é usado (Equação 8):

$$De' = Re \cdot \left(\frac{d}{D'} \right)^{0,5} \quad (8)$$

onde D' é o diâmetro efetivo do anel helicoidal, levando em consideração a curvatura em função da torção, definido por Germano em 1982 com a introdução de um sistema de coordenadas ortogonais para análise do fluxo tubular helicoidal (Equação 9).

Alguns autores (Yamamoto *et al.*, 1998) mostraram que a torção apresenta um grande efeito no fluxo de tubos curvos, tais como a redução do característico vórtice duplo da seção transversal do tubo a um único vórtice, com o aumento do afastamento p (situação de maior torção). A linha que divide os dois vórtices (fluxo secundário) varia sua direção de horizontal para vertical conforme o aumento da torção.

$$D' = D \left[1 + \left(\frac{p}{\pi \cdot D} \right)^2 \right] \quad (9)$$

O efeito de torção na massa líquida pode resultar em desestabilização do fluxo de acordo com Yamamoto *et al.* (1998), e pode ser determinado através do número de Germano (Gn) de acordo com a Equação (10) (Thomson, Bayazitoglu e Meade, 2001).

$$Gn = \tau \cdot Re \quad (10)$$

onde τ é a torção (adimensional), determinada através da Equação (11),

$$\tau = \underline{\tau} \cdot Dh \quad (11)$$

sendo, τ (m^{-1}) a razão entre o espaçamento p entre as helicóides e o raio da helicóide R ; e Dh (m) o diâmetro hidráulico da seção transversal, mostrados nas Equações (12) e (13), respectivamente.

$$\tau = \frac{p}{R^2 + p^2} \quad (12)$$

$$Dh = \frac{4.A}{P} \quad (13)$$

onde A é a área da seção transversal (m^2); P é o perímetro da seção transversal ($2.\pi.r$, para seções circulares, m); R é o raio da helicóide (m); r é o raio da seção transversal (m).

Alguns pesquisadores (Gregory, 1981; Jarvis *et al.*, 2005) verificaram que as partículas não mantêm uma posição radial constante no interior de tubulações curvas, mas variam sua trajetória conforme a velocidade axial ao longo das linhas de fluxo curvas ou helicoidais. Conseqüentemente, suspensões coloidais que fluem em tubulações curvas apresentam valores de $G.t$ não tão amplamente distribuídos quanto tubulações retilíneas, e, ao longo desse fluxo ocorre a geração de vários vórtices considerados grandes (dentro de uma faixa microescalar), que são responsáveis pela mistura do sistema com pouca dissipação de energia e, portanto, não havendo ruptura dos flocos, e outros vórtices menores que propiciam uma maior dissipação de energia (Jarvis *et al.*, 2005). Esse fenômeno é caracterizado pelo número de microescala de comprimento de Kolmogoroff (η_K), de acordo com a Equação (14).

$$\eta_K = \left(\frac{\nu^3}{P_M} \right)^{1/4} \quad (14)$$

onde η_K é o número de microescala de longitude de Kolmogoroff (m); ν = viscosidade cinemática ($m^2.s^{-1}$ ou $kg.m^{-2}.s^{-1}$); P_M = potência dissipada por unidade de massa ($W.kg^{-1}$ ou $(kg.m^2.s^{-3})/kg$). P_M pode ser definido conforme a Equação (15).

$$P_M = G^2 \nu \quad (15)$$

Substituindo-se a Equação (15) na Equação (14), tem-se que (Metcalf e Eddy, 2003):

$$\eta_K = \left(\frac{\nu}{G} \right)^{1/2} \quad (16)$$

Quando uma elevada energia é imposta ao sistema, a magnitude de η_K é da ordem do tamanho dos agregados, enquanto que baixos valores de G apresentam um η_K muito maior, significando que os flocos tornam-se mais susceptíveis à ruptura em elevados gradientes de velocidade. Porém, é difícil afirmar quais vórtices são responsáveis pela ruptura, uma vez que essa ruptura é dependente da velocidade e do tamanho do vórtice em relação ao tamanho dos flocos (Jarvis *et al.*, 2005).

Além de seu projeto simplificado e facilidade operacional, a floculação através de tubos helicoidais reduz custos de investimento quando comparado com processos convencionais de floculação (misturadores mecânicos). Muitas dessas características estão associadas com a ação das forças centrífugas, as quais desenvolvem um campo de fluxo secundário no plano perpendicular ao maior eixo do tubo que é causado pela curvatura e torção (ou passo) dos tubos helicoidais (Figura 5).

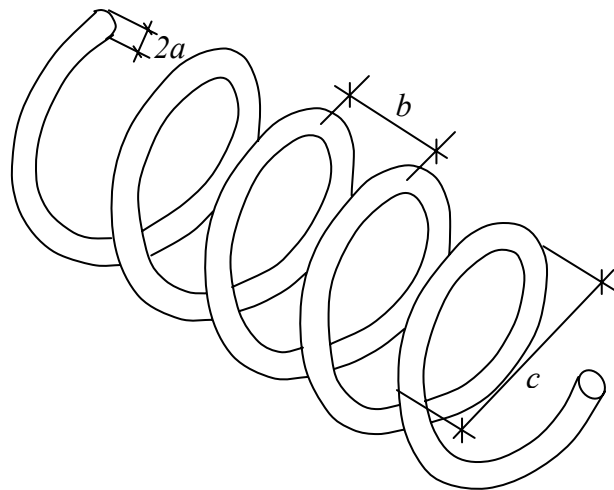


Figura 5. Geometria de um tubo helicoidal.

Dean (1928) foi o primeiro a mostrar, teoricamente, que o fluxo secundário surge devido às forças centrífugas no fluxo principal. Quando um fluido passa através de um canal ou tubo helicoidal, um fluxo secundário é induzido devido à diferença entre a força centrífuga causada pelos elementos do fluido em movimento com diferentes velocidades axiais. O fluxo resultante pode ser descrito como um duplo vórtice que ocorre transversalmente à seção do tubo. Ainda, de acordo com Yamamoto *et al.* (2002), a linha que divide os dois vórtices varia sua direção de horizontal para vertical a medida que a torção aumenta. Esse par de vórtices opostos é mantido até sua dissipação completa devido às forças viscosas do fluido (Ujhidy, Németh e Szépvölgyi, 2003).

Muitos estudos foram desenvolvidos para avaliar o efeito do fluxo secundário em tubos helicoidais com passo nulo (sem espaçamento entre os anéis da helicóide), onde somente forças centrífugas são consideradas. Quando o passo dos tubos não é nulo, o fluxo secundário torna-se mais complexo uma vez que o fluido no tubo helicoidal está sujeito à força de Coriolis devido à torção do tubo, assim como à força centrífuga devida a curvatura. Alguns estudos avaliaram o efeito da torção do fluxo em tubos circulares curvos (Wang, 1981; Germano, 1982; Kao, 1987; Yamamoto *et al.*, 1994; Yamamoto *et al.*, 1998) e reportaram que a torção apresenta alguns efeitos no fluxo de tubos curvos à medida que a torção aumenta (formato mais “estendido” do tubo), o duplo vórtice no tubo helicoidal tende a formar um único vórtice. Experimentalmente, Murakami *et al.* (1971) investigou a resistência hidráulica em helicóides tubulares com distintos valores de passos e razões entre o diâmetro do tubo e de enrolamento. A partir do valor médio medido, foi possível concluir que o fluxo secundário em tubos helicoidais é completamente desenvolvido após as primeiras quatro ou cinco voltas da helicóide.

White (1929) foi um dos primeiros autores a realizar importantes observações em relação ao fluxo em tubos curvados, e mais especificamente, sobre o efeito de laminarização, o que significa que o fluxo em tubos helicoidais pode ser mantido laminar sob números de Reynolds maiores em relação ao que é possível aplicar em tubos retos. Esse fenômeno de laminarização, também descrito por alguns autores, como um efeito de estabilização dos tubos helicoidais (Taylor, 1929; Ito, 1987; Yamamoto *et al.*, 1998), foi demonstrado por Sreenivasan e Strykowski (1983) através da introdução de um corante na entrada de um tubo com uma parte retilínea e seu prolongamento em formato helicoidal. Foi observado nesse estudo, que o corante se dispersa rapidamente numa faixa de Reynolds em torno de 4000, indicando o fluxo turbulento na seção retilínea do tubo, e após a entrada e passagem pela seção helicoidal, o fluxo torna-se completamente laminar na quarta helicóide, indicando o estado laminar do fluxo para o prolongamento helicoidal do tubo.

Ainda não está exatamente claro como o efeito da curvatura funciona para suprimir a turbulência em helicóides. Certamente, a aceleração das linhas do fluxo próximas às paredes internas da helicóide propicia essa laminarização do movimento (Webster e Humphrey, 1993).

Devido a esse fenômeno, foram estabelecidos três regimes fundamentais de fluxo para helicóides, com valores quatro vezes maiores em relação a tubos retilíneos (Elmaleh e Jabbouri, 1991; Webster e Humphrey, 1997). Para $Re < 2300$, o fluxo na helicóide é laminar e para $Re > 8000$, há flutuações turbulentas no fluxo de entrada que são amortecidas completamente ou bastante significativamente na helicóide, dependendo do número de Reynolds. Porém, quando aplicado no fluxo através de uma helicóide, a expressão “transição para turbulento” como se aplica no fluxo em tubos retos é inapropriado, ou, pelo menos, ambíguo. Portanto, para facilitar a discussão, muitos autores se referem como regime de transição, para essa faixa de Re entre 2300 e 8000. A Tabela 2 mostra os regimes de fluxo para um tubo linear e para um tubo helicoidal.

Tabela 2. Classificação dos regimes de fluxo para tubos lineares e helicoidais.

Regime	Tubo reto (Re)	Tubo helicoidal (Re)
Laminar	< 2100	< 2300
Transição	2100 - 4000	2300 - 8000
Turbulento	> 4000	> 8000

Um tubo helicoidal é construído pelo enrolamento de um tubo de diâmetro $2a$ ao redor de um cilindro de diâmetro c . A curvatura (δ) e a torção (τ), Equações (17) e (18) respectivamente, são os dois principais parâmetros adimensionais relacionados com (a , b , c) que apresentam grande influência na hidrodinâmica do fluxo em tubos helicoidais (Yamamoto, Yanase e Yoshida, 1994).

$$\delta = \frac{ac}{b^2 + c^2} \quad (17)$$

$$\tau = \frac{ab}{b^2 + c^2} \quad (18)$$

O parâmetro de torção é dado pela Equação (19)

$$\beta_0 = \frac{\lambda}{\sqrt{2\delta}} \quad (19)$$

onde, λ é a razão entre a torção e a curvatura, como definido pela Equação (20) (Yamamoto *et al.*, 2002).

$$\lambda = \frac{\tau}{\delta} \quad (20)$$

Um grande número de estudos tem investigado esse fenômeno através de teorias e numericamente para distintos tipos de fluxo e vários tipos de dutos (Ito, 1987; Yanase, Goto e Yamamoto, 1989; Tuttle, 1990; Liu e Masliyah, 1993; Yamamoto, Yanase e Yoshida, 1994; Yanase, Yamamoto e Yoshida, 1994; Webster e Humphrey, 1997; Yamamoto, Yanase e Jiang, 1998; Yamamoto *et al.*, 2002; Cioncolini e Santini, 2006). Porém, há pouquíssimas investigações experimentais desses fluxos em unidades helicoidais, especialmente na avaliação dessas unidades como floculadores ou floculadores-flotadores em escala industrial (Carissimi e Rubio, 2005).

3.6. Processos convencionais de agregação (coagulação-floculação)

Três tipos de unidades para agregação são empregados no tratamento de águas e efluentes: hidráulicos, mecânicos e pneumáticos (Sincero *et al.*, 2003). As unidades hidráulicas aproveitam a energia cinética 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 reatores hidráulicos subdividem-se em: fluxo horizontal, fluxo vertical e fluxo helicoidal. Os reatores mecânicos necessitam agitadores para promover a mistura. Os reatores pneumáticos empregam ar para promover a agitação. Maior detalhamento sobre os diversos processos de agregação e modelos comumente empregados em estações de tratamento pode ser encontrado em Ritcher e Neto (1991), Vianna (1997) e Carissimi (2003). A Tabela 3 ilustra a classificação geral dos floculadores.

Tabela 3. Classificação geral dos floculadores.

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

3.7. Processos convencionais de separação sólido-líquido por sedimentação

As unidades de separação por sedimentação são denominadas de sedimentadores, sendo que o objetivo é a sedimentação de sólidos que ocorre por forças gravitacionais e, caso necessário, com a adição de agentes de agregação (coagulantes e/ou polímeros floculantes). Nesse item serão abordados os principais sistemas gravitacionais de separação aplicados no tratamento físico-químico de águas e efluentes, que são subdivididos em duas grandes categorias: sedimentadores de fluxo horizontal e sedimentadores de alta taxa. Nesse tópico, não serão levados em consideração os decantadores secundários aplicados em sistemas de tratamento biológicos.

3.7.1. Sedimentadores de fluxo horizontal

A sedimentação com fluxo horizontal ocorre em tanques retangulares ou circulares, no qual a massa líquida se movimenta de um ponto a outro com uma velocidade v_0 , enquanto as partículas sedimentam com uma velocidade v_s . Podem ser definidas quatro zonas em um tanque de sedimentação: a) entrada ou turbilhonamento, b) sedimentação, c) lodos ou repouso e d) saída ou ascensão, como mostra a Figura 6.

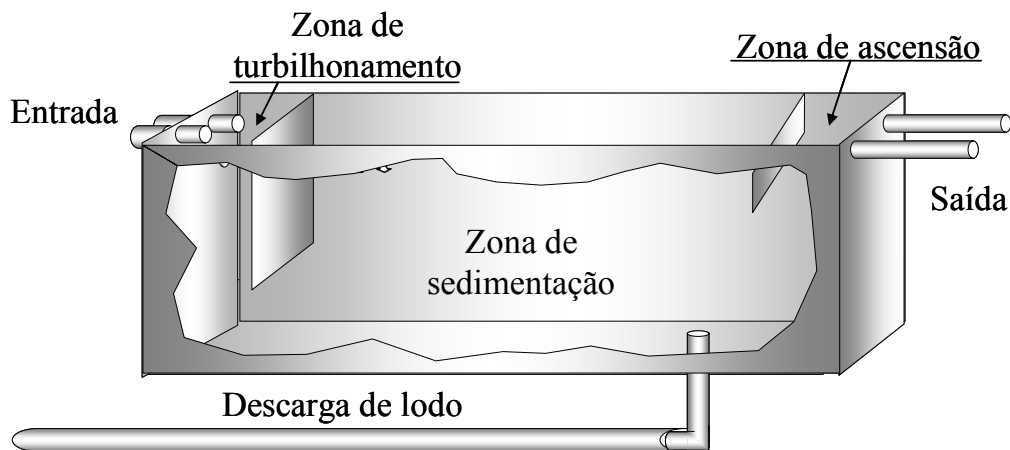


Figura 6. Zonas de um sedimentador.

A zona de entrada ou turbilhonamento é o ponto de entrada da água após a agregação das partículas, onde ocorre certa agitação das partículas. De acordo com Arboleda (1973) essa é a zona mais importante do sedimentador. O fluxo hidráulico normalmente apresenta um gradiente de velocidade de $20-40 \text{ s}^{-1}$, e passa para o tanque de sedimentação com um gradiente de velocidade menor que 1 s^{-1} , para evitar grandes perturbações nas linhas de fluxo. Na zona de sedimentação, as partículas sedimentam independentemente uma das outras (sedimentação discreta), quando a concentração destas no fluxo não excede um determinado limite crítico. A velocidade horizontal ideal do fluxo está abaixo de 20 m h^{-1} . A zona de lodos ou repouso é o local no qual ocorre acumulação de lodo, e em condições ideais de operação (G adequado), não sofre influência das linhas de fluxo. A zona de saída determina a proporção de partículas que podem ser resuspendidas no fluxo. No entanto, essas perturbações afetam somente a massa de água que está na saída do sedimentador; em contrapartida, as da entrada podem afetar toda a massa líquida.

Outro parâmetro importante nos sedimentadores de fluxo horizontal é a relação comprimento e largura, normalmente adotada entre 3 e 4. Comprimentos relativamente pequenos dificultam a boa distribuição da água e comprimentos grandes podem resultar em velocidades longitudinais elevadas que causam o arraste das partículas agregadas (Richter e Netto, 1991). A taxa de aplicação nesse tipo de sedimentador oscila entre $0,8$ e $2,5 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$.

3.7.2. Sedimentadores de alta taxa

Os sedimentadores de alta taxa são um aperfeiçoamento dos sedimentadores desenvolvidos a partir de 1915, com fundos múltiplos, que surgiram baseados em experiências desenvolvidas por Hazen em 1904, que mostraram que a eficiência do tanque de sedimentação dependia de sua área e não de sua profundidade. Dessa forma, uma subdivisão horizontal produziria uma superfície dupla para receber os sedimentos, em lugar de uma única, e duplicaria a capacidade de trabalho. Assim, se o tanque fosse interceptado por uma série de bandejas horizontais, em um grande número de células de pouca profundidade, haveria um grande aumento da eficiência de sedimentação (Figura 7). Entretanto, ainda consistia um problema prático de limpeza do lodo remanescente nas placas desses decantadores, que foram resolvidos com o surgimento dos sedimentadores Pulsator.

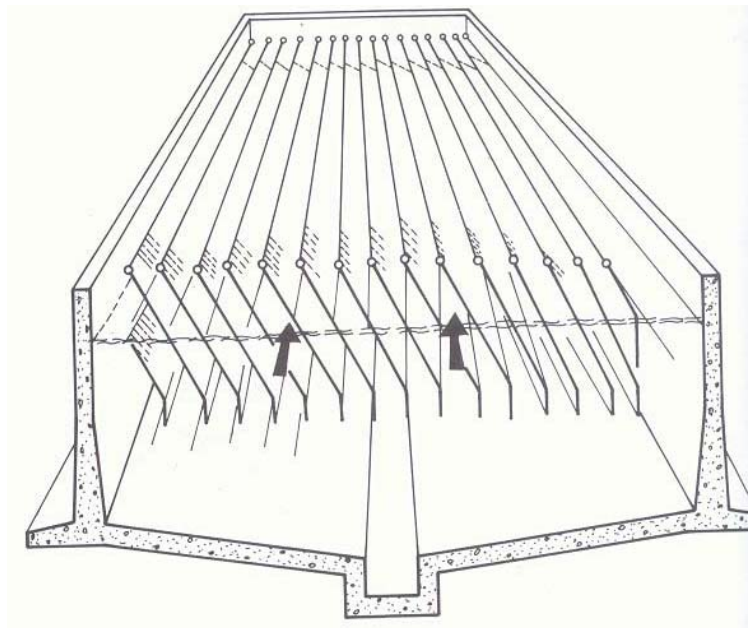


Figura 7. Sedimentador de alta taxa. (Fonte: Richter e Netto, 1991).

O sedimentador Pulsator, mostrado na Figura 8, é empregado em muitos processos industriais, inclusive no tratamento de água, para acelerar a sedimentação dos sólidos, comparativamente, ao processo de sedimentação simples. Consiste basicamente de um tanque de fundo plano ou inclinado provido, em sua base, de uma série de tubos perfurados que permitem a distribuição uniforme da água, após o recebimento dos reagentes químicos para agregação. Na parte superior é provido de uma série de tubos

perfurados ou canaletas, nas quais ocorre o extravasamento da água decantada e se evita qualquer irregularidade de velocidade nas diferentes partes do equipamento. A alimentação de água na parte inferior ocorre de maneira descontínua, e para isso são utilizados diferentes métodos. Tais métodos consistem em armazenar, durante um tempo determinado, certo volume de água bruta que é introduzida em seguida no equipamento na forma mais rápida possível.

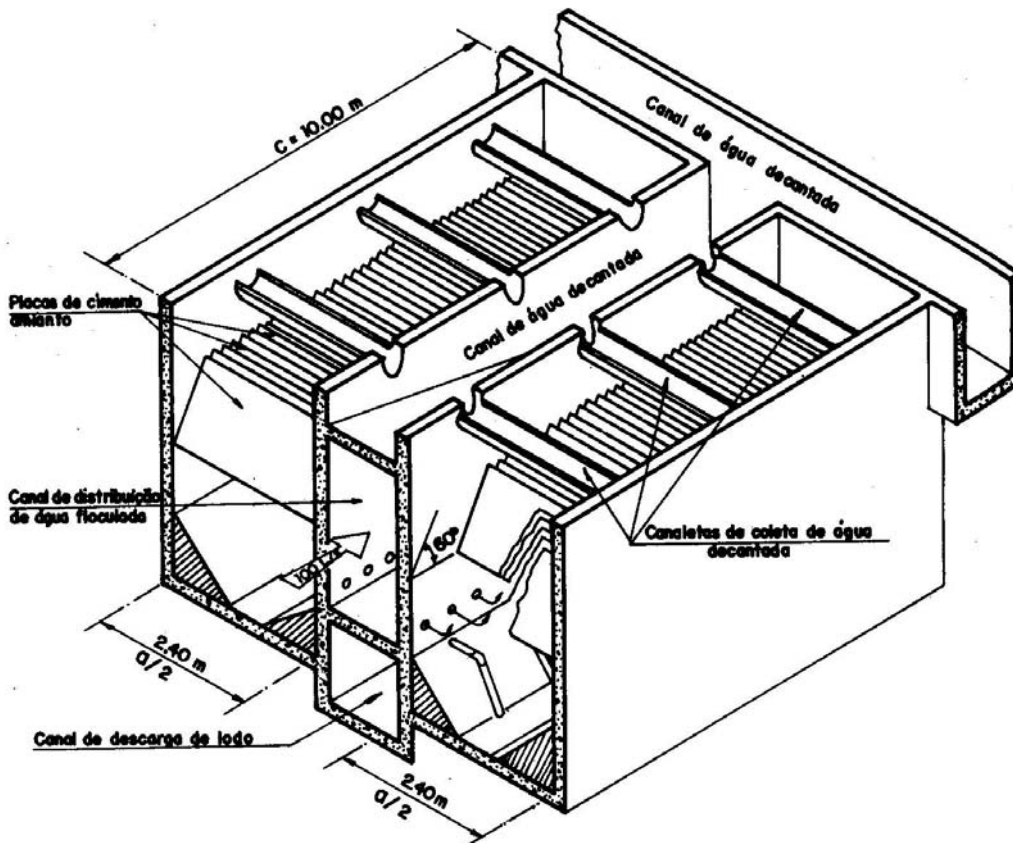


Figura 8. Sedimentador Pulsator. (Fonte: Richter e Netto, 1991).

O procedimento mais econômico para efetuar esta operação consiste em introduzir a água (após ocorrida a agregação) em uma câmara, onde é aspirado o ar com o uso de um equipamento específico que extrai uma vazão de ar sensivelmente igual a metade da vazão máxima de água a ser tratada. Essa câmara se comunica com o coletor inferior do decantador. Nessas condições o nível de água aumenta progressivamente na câmara. Quando uma altura compreendida entre 0,60 e 1,50 m acima do nível do sedimentador é alcançada, ocorre uma abertura brusca de uma válvula de comunicação da câmara com a atmosfera por meio de um relé elétrico. A pressão atmosférica atua imediatamente sobre

a água armazenada na câmara, produzindo um esvaziamento desta e a água penetra no sedimentador em velocidade elevada. O esvaziamento deve ser suficientemente rápido para evitar que se deposite lodo no fundo do decantador, porém não excessivamente rápido, para não produzir turbulências na zona de sedimentação. A distribuição de água no fundo do decantador ocorre através de tubulações de seção grande, com o objetivo de reduzir a perda de carga. Os orifícios das ramificações são dispostos de forma a distribuir a água de uniformemente no fundo do sedimentador, durante o esvaziamento da câmara. Assim, forma-se na metade inferior do sedimentador um leito de lodo homogêneo, mantidos em suspensão (de baixo para cima) durante o esvaziamento da câmara e de cima para baixo durante o período de repouso. O volume do leito de lodo aumenta com a chegada de novos agregados carreados pela água, e por consequência seu nível ascende regularmente. Quando um determinado volume é alcançado, torna-se necessário realizar a limpeza, com a retirada do excesso de lodo.

Dessa forma, certas zonas do sedimentador possuem compartimentos inclinados, onde é concentrado e recolhido o lodo. As purgas são realizadas de forma intermitente, mediante abertura de válvulas. Essa é uma das vantagens desse tipo de sedimentador, pois dispensa o uso de raspagem mecânica de lodos, que tendem a romper os agregados formados. A introdução de placas planas ou onduladas dispostas em diagonal na zona de sedimentação melhora a qualidade da água. Assim, os agregados menores que ascendem através do leito de lodo podem se depositar sobre essas placas e a adesão nestas permite deslizar e descer novamente ao leito de lodo (Degrémont, 1973; Richter e Netto, 1991).

3.8. Processos convencionais de separação sólido-líquido por flotação

Os processos de flotação podem ser classificados de acordo com o método de geração de bolhas. Baseado nos métodos convencionais de geração de bolhas tem-se os seguintes processos de flotação: Eletro-Flotação, Flotação por Ar Dissolvido (FAD) e Flotação por Ar Induzido (FAI).

3.8.1. Eletro-Flotação

A eletro-flotação é um método no qual as bolhas são geradas pela eletrólise da água, que flui entre dois eletrodos, sendo reduzida para hidrogênio no cátodo e oxidada em oxigênio no ânodo. Esse processo consiste em quatro etapas básicas: i) geração das bolhas de gás, ii) contato entre as bolhas de gás e as partículas (ou gotas de óleo), iii)

adsorção das bolhas de gás na superfície das partículas, e iv) as bolhas de gás e as partículas (ou gotas de óleo) ascendem para a superfície. A taxa de flotação depende de muitos parâmetros, tais como: densidade da corrente, tensão superficial entre a água, as partículas e as bolhas de gás, o diâmetro das bolhas de gás, o tamanho e a distribuição de tamanho das partículas, o tempo de residência da água na célula eletrolítica e no tanque de flotação, potencial zeta da partícula e da bolha de gás, temperatura e pH (Koren e Syversen, 1995; Murugananthan *et al.*, 2004; Chen, 2004).

A formação de bolhas extremamente finas e uniformes é uma das grandes vantagens desta técnica, principalmente para a remoção de colóides e nanopartículas, onde a turbulência não é desejada. O diâmetro médio das microbolhas obtidas por um eletrodo de grafite, por exemplo, varia de 17,1 a 37,9 micrômetros (Crespilho e Rezende, 2004). Alguns fatores que influenciam o tamanho destas bolhas são: densidade, temperatura, curvatura dos eletrodos, material dos eletrodos e pH do meio, sendo a trajetória das bolhas extensamente afetada pela hidrodinâmica e posição dos eletrodos na célula de flotação.

De acordo com Torem e Casqueira (2003), a eletroflotação mostra-se competitiva em relação à sedimentação e à outras tecnologias de flotação (como por exemplo, a flotação por ar dissolvido e a flotação por ar induzido), em aplicações na área de remoção de óleos emulsificados em água e remoção de sistemas coloidais assim como íons, pigmentos e fibras da água. Entretanto, como principais desvantagens destacam-se a necessidade de substituição periódica dos eletrodos consumíveis, custos com eletricidade, necessidade de elevada condutividade em águas de processo, menor capacidade de tratamento em relação à outras técnicas de flotação e elevado volume de lodo gerado (Rangel *et al.*, 2005a e 2005b; Pino *et al.*, 2006).

3.8.2. Flotação por ar dissolvido (microflotação)

O processo de flotação por ar dissolvido (FAD) surgiu em meados da década de 20 para recuperação de fibras na indústria do papel. Atualmente, é amplamente empregado nas indústrias do papel, de processamento de alimentos, petroquímica, unidades de tratamento de água potável, sistemas de espessamento de lodos industriais e municipais, e, gradativamente novas aplicações estão sendo incorporadas na indústria mineral para a recuperação de partículas minerais finas (< 13 micrômetros) (Solari, 1981; Rodrigues e Rubio, 2007).

No processo FAD, o ar é dissolvido em água em um saturador sob pressão e esta água saturada com ar é injetada à pressão atmosférica, através de uma válvula agulha, constrição do tipo venturi ou uma placa de orifício no tanque contendo o efluente que se deseja tratar. Quando a pressão no fluxo de água saturada é reduzida, o líquido fica supersaturado e o ar em excesso é liberado sob a forma de pequenas bolhas (microbolhas de 30-70 μm de diâmetro) que aderem à fase em suspensão (partícula ou gotículas), flotando-as à superfície (Figura 9). As variáveis que determinam a eficiência do processo são, entre outras: a dissolução de ar na água, que controla a disponibilidade de ar para a flotação (“hold up”); a redução de pressão, que influencia na formação das microbolhas (tamanho e número); e a colisão-adesão bolha-partícula, que determina a flotação (Bratby e Marais, 1975). A Figura 9 mostra um sistema de flotação por ar dissolvido.

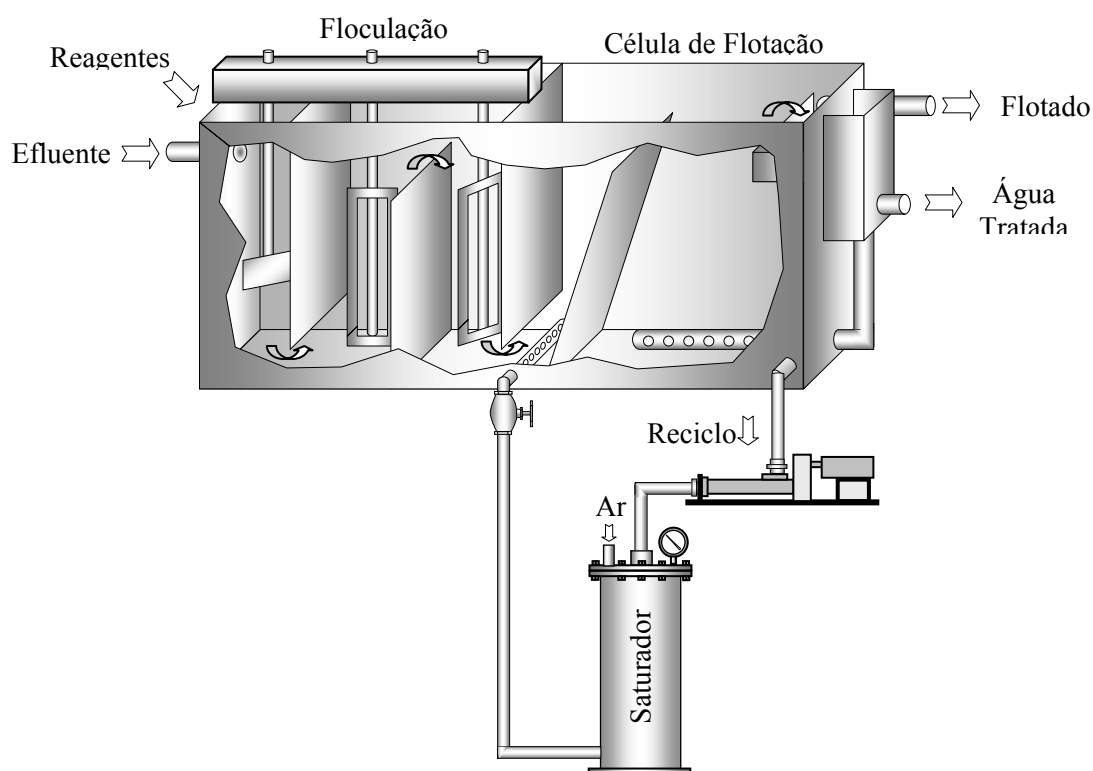


Figura 9. Sistema de flotação por ar dissolvido (FAD).

A flotação depende muito das características superficiais/interfaciais do sistema partículas e bolhas. Portanto, reagentes hidrofobizantes, coagulantes, floculantes e modificadores de carga desempenham importante papel na otimização de vários microprocessos envolvidos. A flotação de partículas em suspensão é, portanto, um

fenômeno cinético composto por diversas etapas. A Equação 21 descreve um modelo probabilístico desta tecnologia (Rubio *et al.*, 2001).

$$P_f = P_c \cdot P_a \cdot P_p \cdot P_r \cdot P_n \cdot P_o \cdot P_{arr} \quad (21)$$

Onde:

P_f = probabilidade de flotação,

P_c = probabilidade de colisão,

P_a = probabilidade de adesão,

P_p = probabilidade de permanência (resistência),

P_r = probabilidade de remoção ou coleta (do produto flotado),

P_n = probabilidade de nucleação ou geração de bolhas em interfaces sólido ou líquido/solução

P_o = probabilidade de oclusão (aprisionamento) de bolhas em agregados (coágulos ou flocos) em formação

P_{arr} = probabilidade de arraste

P_c (Probabilidade de colisão):

Basicamente controlado pela hidrodinâmica do sistema. Não existe uma teoria quantitativa que inclui ao mesmo tempo a influência da concentração de sólidos, distribuição de tamanho de bolhas e partículas, sob condições de regime laminar ou turbulento.

Experimentalmente tem sido possível medir esta “probabilidade” através de E_c = Eficiência de colisão. Este parâmetro é igual a razão entre a massa de partículas disponíveis para a colisão localizadas acima da bolha e dentro de uma coluna com um raio "crítico", r_c , (em relação ao centro da bolha) e a massa das partículas que colidiram realmente. Define a capacidade de uma bolha de "capturar", (coletar) partículas dentro de r_c (Figura 10).

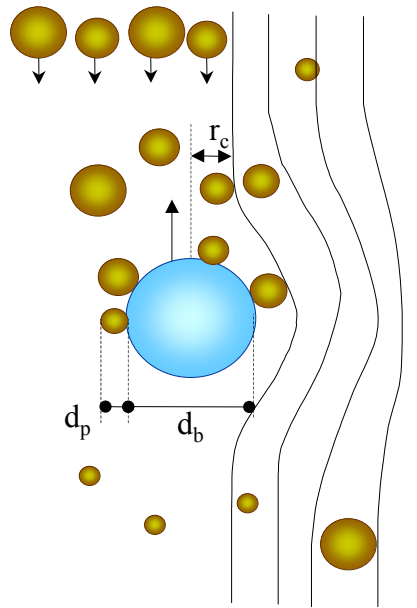


Figura 10. Fenômeno de “captura” (colisão + adesão) de partículas de diâmetro d_p por bolhas de diâmetro d_b dentro de um raio crítico r_c .

A probabilidade de colisão é, portanto, função do movimento relativo de partículas e bolhas, controlado pelos seguintes fatores:

1. F_d , força de cisalhamento produzido pelo movimento relativo entre o líquido e as partículas;
2. g , força de atração gravitacional com maior importância para partículas densas, de tamanho intermediário e partículas grossas;
3. A inércia e/ou momentum das partículas (partículas grossas);
4. A difusão ou movimento browniano (partículas ultrafinas).

Pa (Probabilidade de Adesão):

O processo de adesão envolve as seguintes etapas:

1. Indução, tempo que leva após da colisão de se localizar no ponto onde ocorre a adesão propriamente dita. t_i = tempo de indução é da ordem dos milissegundos e depende do ângulo de contato θ , das forças interfaciais e da energia de colisão e inclui o adelgaçamento inicial do filme ou película líquida.

2. Ruptura do filme ou película líquida. t_r = tempo de ruptura é da ordem de microssegundos e depende basicamente do ângulo de contato.

3. Deslocamento do filme até o ponto de equilíbrio (restauração do equilíbrio) (ou tempo de expansão da linha trifásica). O tempo t_d de deslocamento do filme é da ordem dos milisegundos e depende do \emptyset , do tipo de tensoativo e da rugosidade (roughness) das partículas.

A "captura", portanto, aumenta com a diminuição do tamanho de bolhas e com o aumento do tamanho de partículas, depende do fluxo da área superficial de bolhas disponível (lifting power), de parâmetros hidrodinâmicos (peso no campo gravitacional, pressão hidrostática e capilaridade, tensão, compressão e forças de cisalhamento), fatores termodinâmicos associados à interação hidrofóbica entre bolhas e partículas e de fatores cinéticos como a energia mínima de colisão para destruir a camada líquida de água que antecede a adesão.

Pp (Probabilidade de Permanência ou Resistência na Levitação)

Este fator inclui os subprocessos que seguem à captura, ou seja, os de ascensão das unidades bolhas-partículas e sua recuperação como lodo ou produto flotado. Dois são os principais fatores nesta etapa: um fator relacionado com a resistência ao cisalhamento na ascensão entre as próprias partículas, e outro, com o fenômeno de ruptura via colapso das unidades bolhas-partículas. Nesta capacidade de transferência, influem o tamanho dos flocos ou coágulos formados (quanto maior, menor é a probabilidade de permanecer no produto flotado), a concentração de sólidos, viscosidade e densidade da polpa, a altura da camada flotada, a turbulência, fricção, velocidade de ascensão das bolhas e o tipo de célula, convencional ou coluna.

Pr (Probabilidade de Remoção ou Coleta)

Esse fator é controlado por fatores termodinâmicos (hidrofobicidade ou ângulo de contato, \emptyset), pelos diâmetros das partículas e bolhas, pelo arraste dos sistemas de coleta (raspadores) do material flotado e por parâmetros físicos, como a viscosidade-rigidez (teor de sólidos) do produto flotado.

Na FAD, particularmente, além dos mecanismos já citados inclui-se a nucleação ou precipitação de gases dissolvidos em líquidos diretamente sobre a superfície das partículas. Ainda ocorrem os mecanismos de aprisionamento das microbolhas no

interior de agregados de partículas (flocos) e de simples arraste mecânico por parte de uma frente (leito) de pequenas bolhas em ascensão (Figura 12).

P_n (Probabilidade de nucleação ou geração de bolhas em interfaces sólido ou líquido/solução)

Este fator depende da concentração de ar dissolvido na água (P e temperatura no saturador no caso da FAD), do tempo de residência, da ineficiência de geração de bolhas nas constrições de fluxo empregadas e da concentração de sólidos (ou gotículas no caso de óleos) presentes no sistema (vide Figura 11).

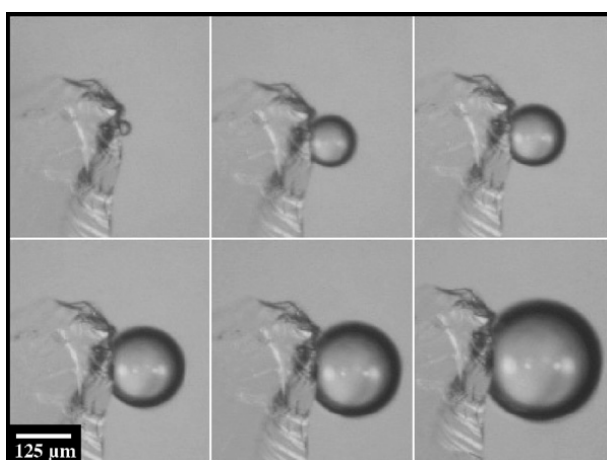


Figura 11. Nucleação e crescimento de uma microbolha na superfície de uma partícula de quartzo recoberta com dodecilamina (coletor). (Rodrigues e Rubio, 2007)

P_o (Probabilidade de oclusão (aprisionamento) de bolhas em agregados (coágulos ou flocos) em formação)

Depende do grau de agregação e da taxa agregados/bolhas, do tempo de residência, do tamanho médio das microbolhas e do grau de turbulência no sistema.

P_{arr} (Probabilidade de arraste)

É função da relação entre o “empuxo” das bolhas em ascensão e a densidade dos agregados suspensos ou em fase de sedimentação.

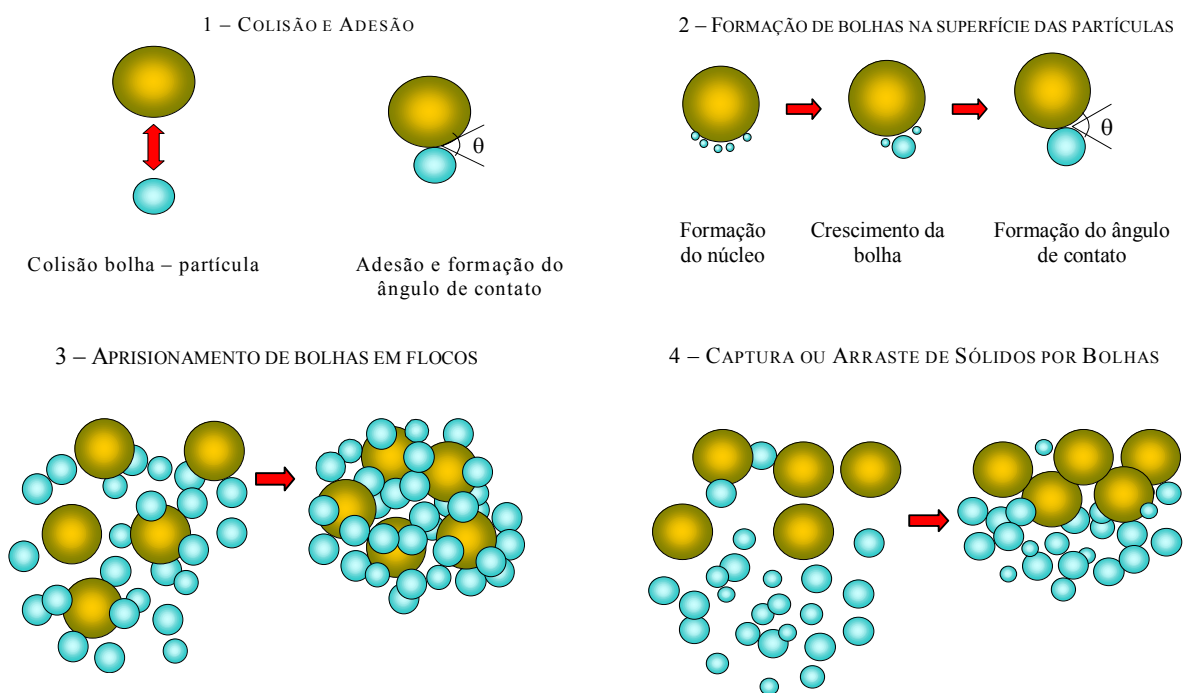


Figura 12. Fenômenos de colisão, adesão, nucleação e captura de partículas e agregados por microbolhas (Rubio *et al.*, 2002).

Os sistemas de flotação por ar dissolvido podem ser classificados de acordo com os métodos de dissolução do ar utilizados em sistemas de compressão total do efluente (no qual todo o fluxo de alimentação é submetido à pressão), sistemas de compressão parcial do efluente, e sistema de compressão do reciclo de parte do efluente clarificado (Solari, 1981). As microbolhas geradas na FAD ascendem em um fluxo laminar, comportando-se como esferas rígidas e obedecendo a lei de Stokes. Exemplos dos valores calculados em mh^{-1} para a velocidade de ascensão de bolhas de distintos diâmetros são os mostrados na Tabela 4.

Tabela 4. Velocidades de ascensão para diversos tamanhos de bolhas.

Diâmetro médio de bolhas, μm	Velocidade de ascensão, mh^{-1}
<20	<1
50	5
100	20
1000	720

A Tabela 4 mostra que, para bolhas da ordem de 100 μm de diâmetro (limite máximo encontrado na FAD) a velocidade é de 20 mh^{-1} , enquanto que para bolhas geradas na

FAI (1000 μm , por exemplo) o valor teórico é de 720 mh^{-1} . Isto implicaria que a taxa de aplicação da FAI pode ser da ordem de 360 vezes maior que na FAD.

Na prática, entretanto, as células FAD nunca são tão grandes em função do fato que as partículas a serem flotadas são "agregados", flocos ou coágulos aerados, que apresentam uma densidade muito baixa e uma alta taxa de ascensão ($> 100 \text{mh}^{-1}$). Assim, a nucleação o aprisionamento e o arraste pelas bolhas são fundamentais na taxa de aplicação real a ser utilizada. Portanto, a velocidade real de ascensão dos agregados depende do tamanho, massa específica, razão ar-sólidos, temperatura, forma e hidrofobicidade dos agregados, da presença ou não de polímeros flocculantes (flocos) bem como do grau de turbulência do sistema.

Por exemplo, agregados (flocos poliméricos aerados) da ordem de 1000 μm (diâmetro) ascendem com uma velocidade mínima de aproximadamente 100 mh^{-1} , dependendo da taxa (mássica) ar/sólidos (Carissimi e Rubio, 2005). Assim, a otimização do processo FAD (cinética) é função do tamanho e densidade alcançados pelos agregados, sendo que o tipo e concentração (na floculação) de polímeros flocculantes é de fundamental importância. Entretanto, o fato permanece e as células FAD continuam a serem maiores que as unidades FAI, células Jameson (a jato), Microcel ou hidrociclones tipo Miller (Rubio *et al.*, 2002).

Para alcançar taxas tão elevadas, os equipamentos de flotação precisam superar problemas hidrodinâmicos tais como o arraste de partículas (ou agregados bolha-partícula) pelo fluxo descendente e formação de curtos-circuitos, relacionados com a elevada turbulência (elevados números de Reynolds). Uma das soluções mais difundidas para amenizar estes problemas tem sido a instalação de dispositivos tais como lamelas, cujo objetivo é "tranquilizar" o fluxo, reduzindo o diâmetro característico e, por consequência, o tamanho dos turbilhões que atingem o fundo dos tanques de flotação (Kiuru, 2001).

Outro problema frequente está relacionado com deficiências na etapa de captura, onde ocorre a colisão bolha partícula, em função do cisalhamento em velocidades elevadas e pequena probabilidade de contato em velocidades mais baixas. Alguns autores sugerem a divisão das câmaras de contato e de separação sólido-líquido, reduzindo estas dificuldades operacionais das células convencionais.

3.8.3. Flotação por ar induzido (macroflotação)

O processo de flotação por ar induzido (FAI) foi introduzido no tratamento de efluentes oleosos no final dos anos 60, entretanto, vem sendo usado no beneficiamento de minérios desde 1900. Este sistema consiste de uma câmara de flotação e um sistema impulsor de alta velocidade de rotação, que cisalha o ar formando bolhas com diâmetro entre 400 e 2000 μm (Figura 13). O regime hidrodinâmico turbulento, a alta cinética de flotação e a elevada razão ar-líquido são as principais características do processo FAI.

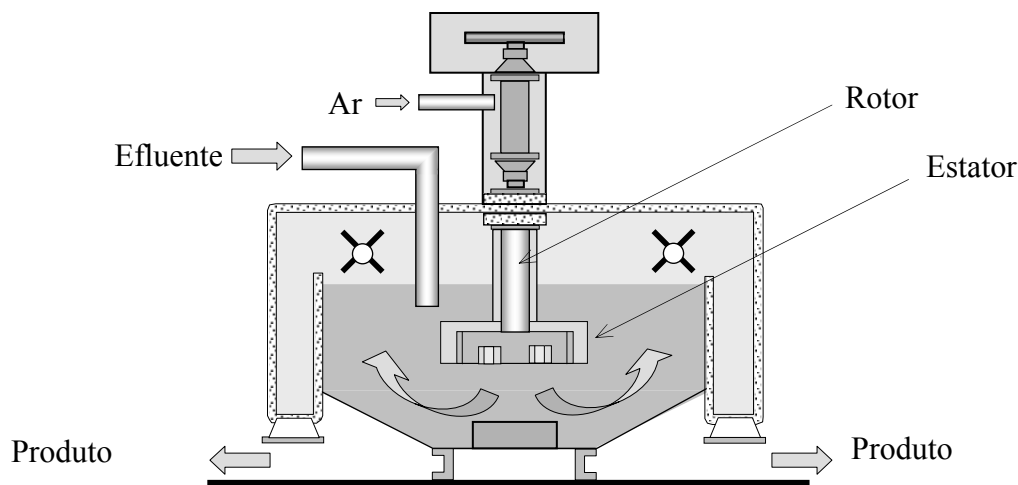


Figura 13. Célula de flotação por ar induzido (FAI).

A diferença fundamental entre os sistemas FAI e FAD é o mecanismo no qual as bolhas de ar são introduzidas no líquido. No sistema FAI padrão, o impulsor, girando a alta velocidade, induz uma grande quantidade de ar na suspensão, produzindo bolhas de um tamanho maior que as produzidas na FAD. No sistema FAD, as bolhas são geradas pela supersaturação de ar na água. Outra diferença entre estes sistemas é que a FAI pode ser caracterizada como um dispositivo de condições hidrodinâmicas turbulentas, baixo tempo de detenção e que emprega quantidades elevadas de ar. No sistema FAD, as condições hidrodinâmicas são tranquilas, o tempo de detenção é maior e utiliza-se um volume relativamente pequeno de ar (Rosa, 2002).

As principais aplicações na área ambiental estão no tratamento de águas oleosas, efluentes líquidos da indústria de laticínios, abatedores, galvanoplastia, remoção de algas de águas naturais e remoção de hidrocarbonetos de solos contaminados. Nesses

casos, a aplicação da FAI foi avaliada conjuntamente com a célula Jameson, um tipo especial de FAI (Jameson, 1999).

3.9. Processos emergentes de agregação/separação sólido-líquido

Para que a floculação seja eficiente, é necessário que as partículas estejam em contato, umas às outras. A floculação melhora consideravelmente com a agitação do líquido em condições hidrodinâmicas adequadas. Ainda, as possibilidades de encontro entre as partículas aumentam consideravelmente com o aumento de sua concentração na água (Degrémont, 1973). Ainda, baseados no atual conceito de aumento da capacidade de processamento, as principais técnicas emergentes de tratamento de águas e efluentes são: Flotação Jameson, Flotação centrífuga, Flotação por cavitação de ar, Floculação-Flotação e o Reator Gerador de Flocos.

3.9.1. Flotação Jameson ou flotação a jato

Esta célula vem sendo aplicada na área de tratamento de efluentes líquidos, na purificação de eletrólitos de plantas de extração por solventes e eletro deposição (Jameson, 1999). Neste sistema, o ar e a solução aquosa são misturados no topo de um tubo vertical, chamado de tubo de descida, onde se encontra o autoaspirador tipo venturi. A mistura desce em concorrente, descarregando num tanque-reator aberto (zona de separação) onde os agregados de bolhas de ar-partículas (ou gotas de óleo) ascendem à superfície onde são purgados em intervalos regulares de tempo, enquanto que a solução aquosa tratada é descarregada de forma contínua na parte inferior.

Santander (1998) estudou a separação de óleos emulsificados por flotação Jameson. Esse autor desenvolveu um sistema de flotação Jameson modificado, baseado na otimização das condições hidrodinâmicas da floculação/coalescência e minimizando problemas de curto circuito. A eficiência deste novo processo é da ordem de 97 %, com capacidade de tratamento de $24 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$, no tratamento de águas oleosas.

3.9.2. Flotação Centrífuga

O separador e contator pode ser um hidrociclone ou um simples cilindro. A aeração ocorre tanto pela injeção de ar (ou por sucção), através de constritores de fluxo, tais como misturadores estáticos.

Na flotação ASH (*Air Sparged Hydrocyclone*), classificado como uma unidade de flotação centrífuga, o efluente é alimentado tangencialmente através do cabeçal de ciclone convencional dentro de um tubo poroso, o qual desenvolve um fluxo em redemoinho de certa espessura na direção radial. A alta velocidade do fluxo cisalha o ar injetado pela parede do tubo poroso em pequenas bolhas que deslocam-se rapidamente para a parte central do cilindro. As partículas colidem com essas bolhas e, após aderirem, são transportadas radialmente para o material flotado na região axial. O material flotado formado é suportado pelo pedestal e move-se verticalmente ao longo do eixo do ciclone na direção do tubo de saída superior, sendo descarregado. A água tratada é descarregada pelo fundo através de uma abertura anelar situada entre a parede do tubo e o pedestal (Beeby e Nicol, 1993).

Nos últimos anos, a flotação ASH tem sido objeto de pesquisa em vários campos além da indústria mineral, tais como a indústria do papel, alimentícia, petroquímica, etc. A alta capacidade de processamento do ASH, de 100 a 300 vezes a capacidade de uma célula de flotação convencional, deve-se ao curto tempo de residência, menos de um segundo em um sistema de 2 polegadas. A deficiência apresentada pelo ASH é a geração de um fluxo de saída superior (material flotado), com grande quantidade de água e baixas concentrações de particulados. O *Bubble Accelerated Flotation* (BAF), no qual usa o conceito de contator-separador com tempo de detenção no contator muito curto, é uma evolução da tecnologia ASH e não incorpora o pedestal que restringe a saída inferior e força o material flotado a se mover em direção a saída superior, permitindo uma maior facilidade e controle operacional. O processo de flotação é completado fora da câmara de bolhas no tanque de separação BAF (Owen *et al.*, 1999).

3.9.3. Floculação-Flotação (FF[®])

O processo de Floculação-Flotação (denominado FF[®]) é uma técnica do Laboratório de Tecnologia Mineral e Ambiental (LTM) da UFRGS, com registro de patente (nº INPI: PI 0006390-8) e que foi desenvolvido para o tratamento de águas oleosas de refinarias de petróleo. Consiste numa técnica de floculação pneumática em linha, seguida de separação via flotação. Difere dos sistemas convencionais principalmente com relação a forma como é realizada a floculação e a formação do floco. No processo FF[®] a agitação para promover a floculação é proporcionada pela injeção de ar no fluxo contendo o efluente e o polímero floculante, e a passagem desta mistura ar-água (bifásica) por misturadores instalados em linha. A circulação deste fluxo heterogêneo pelos

misturadores gera uma alta turbulência e uma mistura do tipo fluxo pistão (*plug-flow*). Nesse sistema, além da floculação ser favorecida, ocorre a dispersão do ar injetado sob forma de pequenas bolhas que se aderem e/ou aprisionam-se ao floco durante a sua formação, criando-se grandes flocos aerados que “flutuam” e são separados facilmente na célula de flotação. O excesso de ar sai da câmara de flotação (separador centrífugo) pela parte superior, e os flocos são flotados num tempo de residência curto, da ordem de segundos (Rosa, 2002; Rosa e Rubio, 2005). A Figura 14 mostra o processo de floculação-flotação empregado para o tratamento de efluentes oleosos.

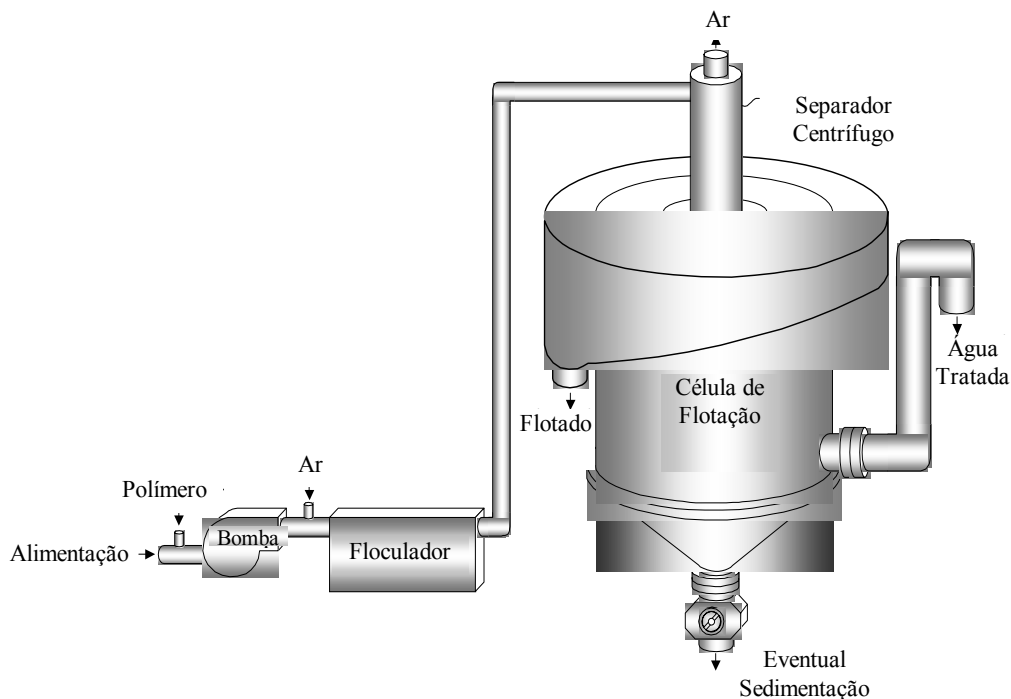


Figura 14. Processo de Floculação-Flotação para tratamento de efluentes oleosos.

Atualmente, esse processo foi adaptado e vem sendo comercializado industrialmente para o tratamento e reúso de água de lavagens de veículos (carros, ônibus e peças de aviões), com agitação mecânica (rápida e lenta), e a introdução de microbolhas FAD na zona de captura das células. Tais modificações viabilizam uma maior flexibilidade operacional do equipamento e adequação para cada caso de água residuária a ser tratada.

4. Experimental

4.1. Reator Gerador de Flocos (RGF): Concepção e antecedentes técnicos

Configurações curvas de tubos circulares são muito empregadas em trocadores de calor, reatores químicos, unidades de osmose reversa, membranas de oxigenação de sangue, polimerização enzimática, etc. Essas unidades helicoidais de mistura apresentam enormes vantagens em relação à sistemas retilíneos ou misturadores mecânicos, principalmente pelas características hidrodinâmicas (maior número de Reynolds e maior gradiente de velocidade) e pela existência de um fluxo secundário. Esse fluxo apresenta uma ação de forças centrípetas, com um movimento ao longo das paredes e próximo ao centro do tubo, aumentando a resistência ao escoamento (Streeter, 1961; Berger *et al.*, 1983; Agrawal e Nigam, 2001; Gregory, 1988; Elmaleh e Jabbouri, 1991; Ødegaard *et al.*, 1992; Buchanan *et al.*, 1998).

A avaliação de sistemas curvos empregados industrialmente e a análise dos distintos equipamentos de agregação usados nas estações de tratamento de águas e efluentes citados por Carissimi (2003), permitiu o projeto e a concepção um sistema de agregação hidráulica em linha com regime pistonado, denominado de Reator Gerador de Flocos – RGF. A Figura 15 mostra a curva de resposta gerada pela introdução instantânea de um traçador (azul de metileno) para determinação do regime de escoamento axial do RGF. O pulso mostrado apresenta um espalhamento lento do traçador, na vazão de alimentação de 3 Lmin^{-1} , e o tempo de 25 segundos denota o tempo de residência do traçador no interior do RGF (Carissimi, 2003).

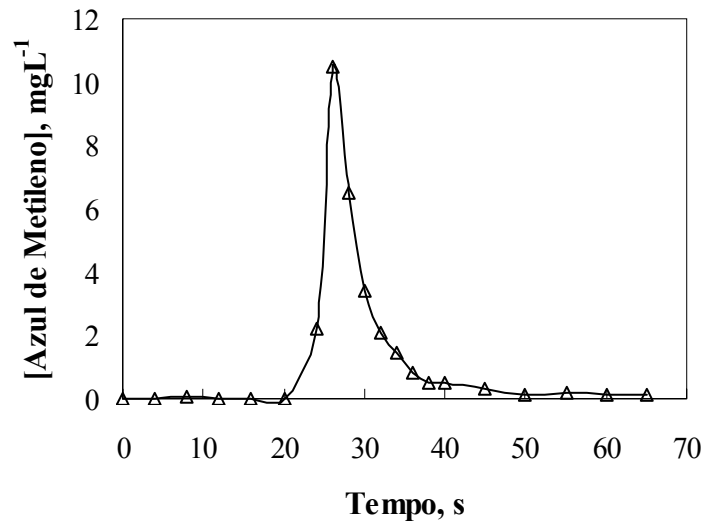


Figura 15. Curva de resposta do traçador ao longo do RGF. Condições: vazão de alimentação = 3 Lmin⁻¹, [AM] = 10000 mgL⁻¹; RGF com comprimento de 12 m e diâmetro de 2,5 cm.

O RGF[®] consiste num reator de mistura helicoidal em linha para a agregação e separação sólido-líquido de partículas em suspensão, desenvolvido como parte deste trabalho de pós-graduação, no Laboratório de Tecnologia Mineral e Ambiental (LTM) da UFRGS, com registro de patente (nº INPI: PI 0406106-3). A agitação necessária para dispersão do agente de desestabilização e geração dos agregados é realizada com o aproveitamento da energia cinética do fluxo hidráulico ao longo do reator tubular helicoidal.

Uma unidade (semi-piloto) do RGF é mostrada na Figura 16; sendo constituída por um tubo de poliuretano transparente com diâmetro interno de 0,0125 m envolto na parte externa de uma coluna fixa de polivinil cloreto (PVC), com um raio interno de 0,05 m, composto por 32 anéis, comprimento de 12 m e volume de 1,2 L, ocupando uma área superficial de 0,60 m x 0,13 m. Este modelo possui a alternativa de injeção de microbolhas de ar, geradas através de um sistema de despressurização de ar (tal como no processo de flotação por ar dissolvido), tornando o reator como um flotador de flocos aerados (detalhado mais adiante).

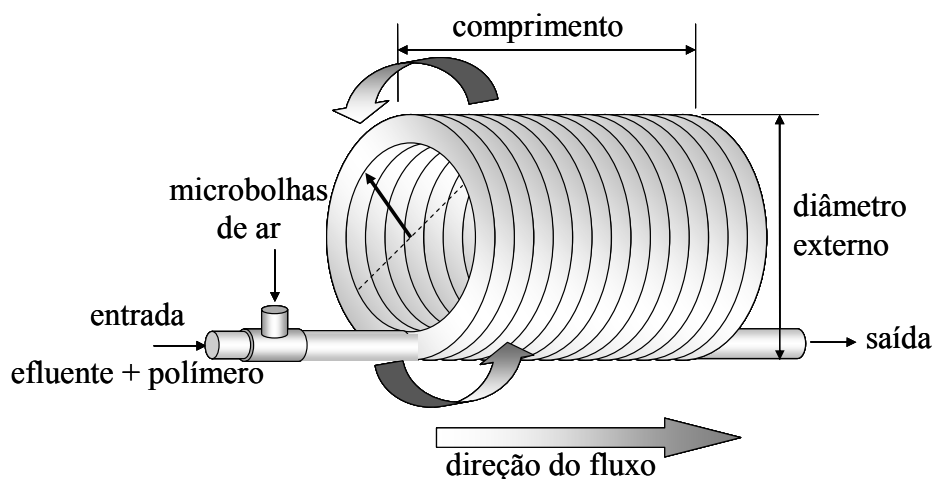


Figura 16. Reator Gerador de Flocos (RGF[®]).

O emprego de agregação em linha (canaletas, dutos, tubos) não é uma prática comum, porém, já existente em algumas plantas industriais, seja pela necessidade prática dos operadores, otimização de espaço ou pela comercialização por empresas especializadas no tratamento de águas e efluentes. Um modelo parecido ao RGF, o Floctube[™] (vide Figura 17) apresenta um comprimento pré-determinado de tubulação (não necessariamente em formato helicoidal) com injeção de reagentes em linha para formação de agregados (ETS, 2005; Tramfloc, 2005).



Figura 17. Floctube[™]: unidade de flocculação em linha comercializada pela ETS (Estados Unidos). Fonte: www.etsenvironmental.com (Acesso em: 10/06/2005).

Entretanto, até hoje, não existe a aplicação de nenhum sistema que propicie a formação de flocos com bolhas de ar aderidas e aprisionadas no interior ou superfície externa dos flocos (denominados “flocos aerados”). A eficiência está focada na formação de um

agregado com boas propriedades de separação por flotação, ou seja, na formação de agregados partículas-bolhas que sejam resistentes (Gillies *et al.*, 2005). O RGF[®] (modelo com microbolhas) possibilitou (em todos os casos investigados até o momento), a formação de flocos “leves” e resistentes, no qual os flocos aerados são espontaneamente separados pela flutuação dos mesmos, quando acoplado a uma célula de separação. A Figura 18 mostra a geração de agregados aerados no RGF mediante a introdução de microbolhas de ar (30-70 micrômetros) (Rodrigues e Rubio, 2003). Nesse sistema, além da agregação ser favorecida (maior turbulência), ocorre a dispersão das bolhas que são aderidas e aprisionadas nos agregados durante a sua formação. Dessa forma, resulta a geração de agregados aerados que “flutuam” (inverso à sedimentação) e são mais facilmente separados por flotação (foco-flotação) (vide Figura 19). O RGF[®], nesse caso, possui uma dupla função, de servir ao mesmo tempo, como reator de agregação e contator bolhas/agregados (flotador), doravante denominado de RGF-F (para a geração de flocos aerados).

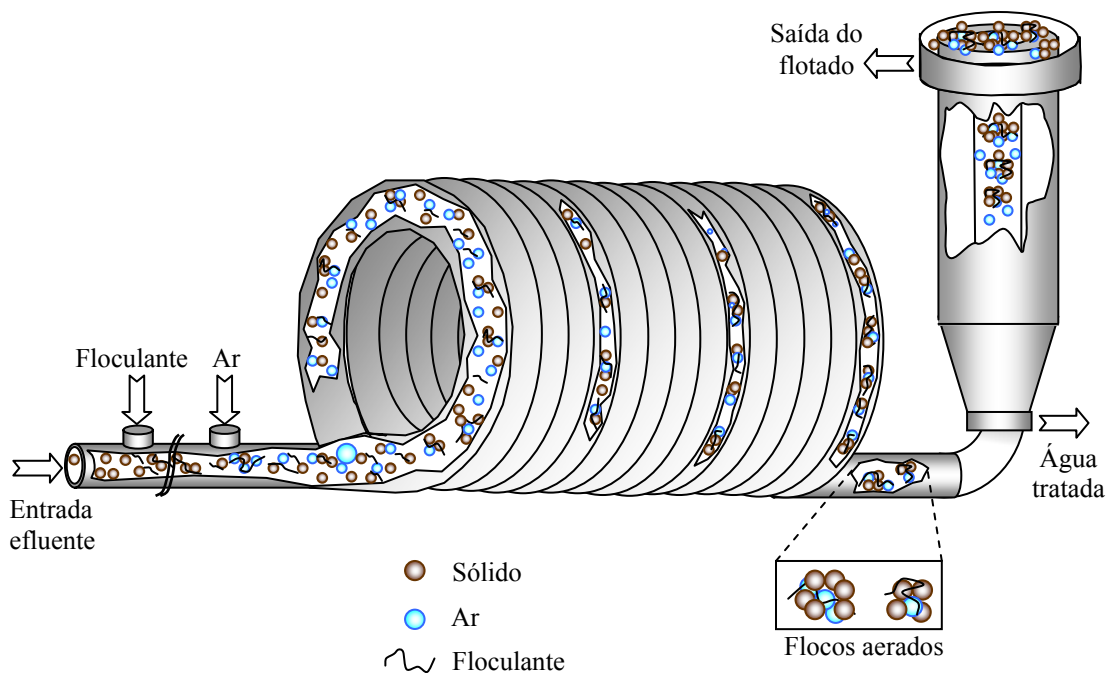


Figura 18. Formação de agregados aerados ao longo do RGF-F.

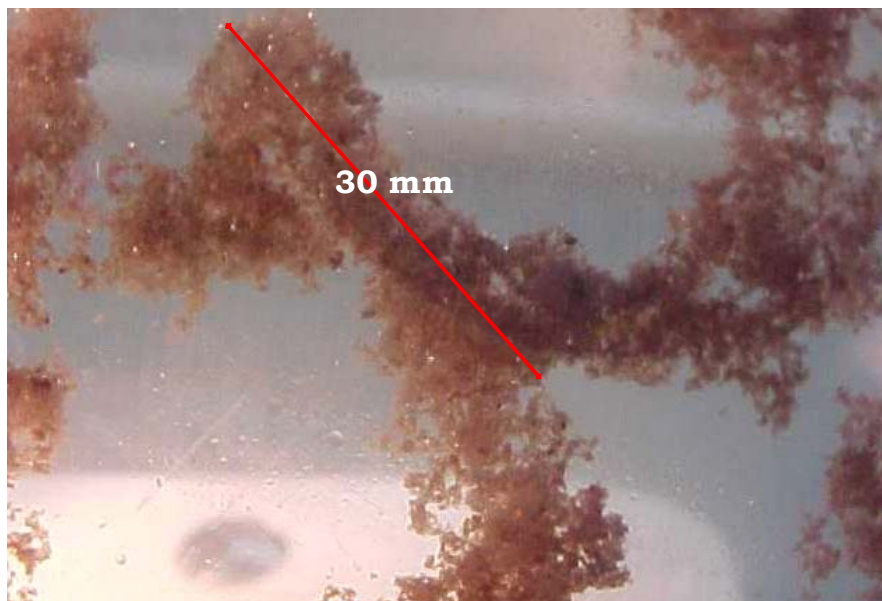


Figura 19. Floco aerado formado pela adição de polímero flocculante de alto peso molecular.

Estudos de floculação empregando $\text{Fe}(\text{OH})_3$, como modelo de suspensão coloidal, em pH 7,5 e um polímero flocculante (poliacrilamida catiônica) foram realizados para avaliação da eficiência de agregação no RGF[®]. A eficiência de separação sólido-líquido foi avaliada comparativamente com a velocidade de sedimentação e de ascensão dos flocos formados no RGF[®] (Figura 20).

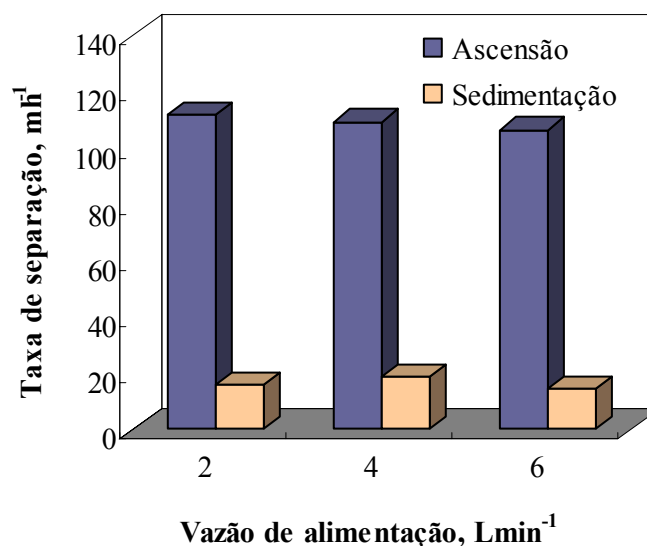


Figura 20. Taxa de separação por sedimentação e flotação (ascensão) dos flocos no RGF[®] em função da vazão de alimentação. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{Polímero catiônico}] = 5 \text{ mgL}^{-1}$, pH $7,5 \pm 0,5$, taxa de injeção de ar (flotação) = 50%.

Os resultados mostraram que para a sedimentação dos flocos, a vazão de alimentação de 4 Lmin^{-1} (tempo de residência de 18 s) apresentou as melhores velocidades de sedimentação (19 mh^{-1}). Para a menor vazão de alimentação estudada (2 Lmin^{-1}), houve uma menor eficiência devido à baixa turbulência na formação dos flocos. Para as vazões de alimentação maiores, a elevada turbulência no sistema contribuiu para a ruptura dos flocos, reduzindo a taxa de sedimentação.

Os resultados de ascensão dos flocos aerados mostram taxas de separação 6 vezes superiores em relação à sedimentação dos flocos não aerados nas melhores condições de agregação. O efeito da vazão de alimentação, nesse caso, não foi tão significativo, e o reator apresentou velocidades de ascensão de até 112 mh^{-1} . Essas taxas de ascensão elevadas podem ser explicadas em função do volume de ar aprisionado no interior da estrutura do floco e pelo volume de bolhas aderidas na interface floco/água. Esses resultados mostram o elevado potencial do RGF[®] como reator de agregação ou flotador-separador em aplicações que requerem elevadas taxas de separação sólido-líquido.

Estudos desenvolvidos para diferentes taxas de aplicação usando o RGF[®] (escalonamento), foram realizados com a fixação do número de Reynolds (~ 8470) e do gradiente de velocidade (~ 1800). Tais parâmetros foram previamente investigados (Carissimi, 2003; Carissimi, Rosa e Rubio, 2005) e apresentaram as melhores condições hidrodinâmicas para formação de agregados (aerados ou não). Entretanto, a eficiência de floculação não depende exclusivamente da taxa de cisalhamento empregada ao sistema ou do tempo de residência, e sim de outros parâmetros condicionados à geometria do sistema, tais como a curvatura e a torção.

Dessa forma, um maior detalhamento sobre os parâmetros hidrodinâmicos que influenciam na eficiência de geração de flocos no RGF associados à parâmetros intrínsecos à geometria deste tipo de reator (curvatura e torção, por exemplo) serão abordados no presente trabalho. Ainda, aplicações do RGF na desestabilização de óleos e no tratamento de água para posterior consumo doméstico e no tratamento de efluentes, tais como águas ácidas de minas e efluentes do processo de lavagem de veículos, visando o reúso/reaproveitamento de águas serão discutidas ao longo deste trabalho.

Os estudos experimentais, descritos a seguir, foram subdivididos em: Estudos Básicos e Aplicações. Os Estudos Básicos foram desenvolvidos no Laboratório de Tecnologia Mineral e Ambiental (LTM) da UFRGS e na Universidade de Utah (EUA) e consistem na avaliação de parâmetros hidrodinâmicos, parâmetros da geometria do RGF (tais

como: curvatura e torção) e avaliação do efeito do tipo de sólido (modelo) empregado nos estudos de agregação. Os Estudos de Aplicação do RGF (e variantes) foram realizados no LTM-UFRGS na desestabilização de óleos, no tratamento da água para o consumo humano, que foi realizado na Estação de Tratamento de Água (São João) de Porto Alegre. O estudo do tratamento e reúso da água de lavagem de veículos foi realizado na Empresa de Viação Viamão S.A. e o estudo de aplicação no tratamento e reúso de águas ácidas de minas foi realizado na boca de uma mina de carvão extinta, denominada SS-16, localizada no município de Criciúma/SC. O fluxograma da estruturação experimental deste trabalho é mostrado na Figura 21.

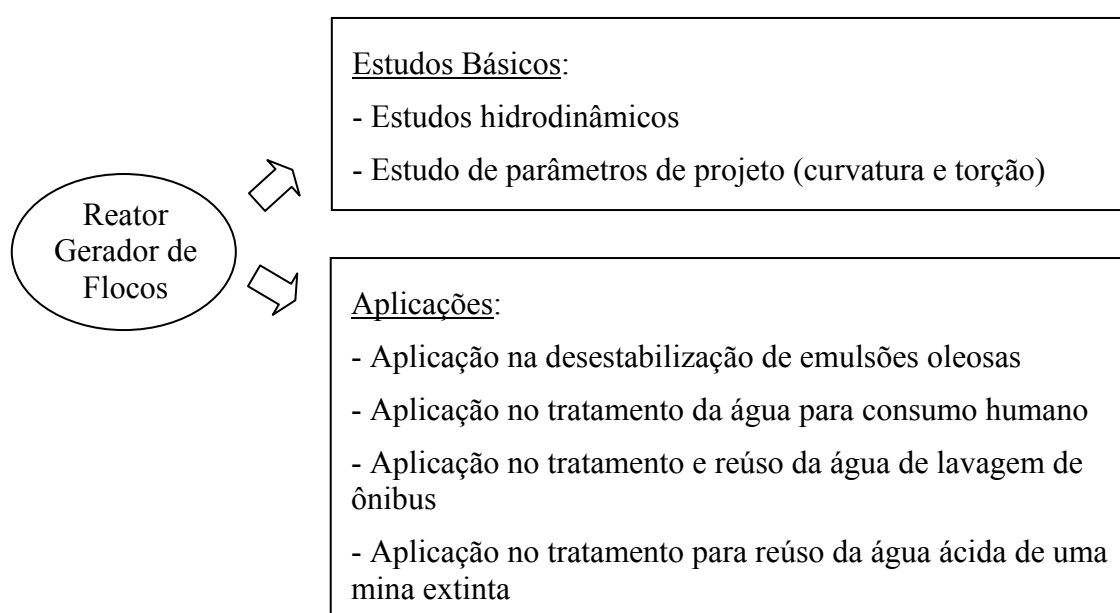


Figura 21. Estudo experimental realizado neste trabalho.

4.2. Estudos Básicos

4.2.1. Materiais e reagentes

FeCl₃ anidro (EMD™ - PM 162,21) foi empregado para a geração de precipitados coloidais, NaOH (AR™) fornecido pela Mallinckrodt Chemicals, para o ajuste de pH e partículas de carvão (25 a 45 micrômetros). Todas as soluções sintéticas foram preparadas com água de abastecimento público anteriormente a cada estudo experimental. Diversas poliacrilamidas (iônicas) foram avaliadas: CD 650 e CP 904 - catiônico, NF 201 e NF 301 – não-iônico, AF 314 e AF 367 – aniônico, todas fornecidas pela Hyperfloc™. A poliacrilamida catiônica CP 904 de alto peso molecular foi

selecionada (estudos preliminares em teste de jarros) como o polímero de melhor eficiência para a floculação do precipitado coloidal $\text{Fe}(\text{OH})_3$ e das partículas de carvão. A faixa de tamanho inicial dos colóides de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ encontrada foi entre 0,4 e 0,04 micrômetros (também reportada por Deng (1997)). Ainda, partículas de carvão (tamanho entre 25 e 45 micrômetros) foram usadas como modelos de suspensão.

4.2.2. Equipamentos

Nos estudos de caracterização hidrodinâmica do RGF e avaliação comparativa com a eficiência de geração de flocos com um sistema de mistura completa foram utilizados os seguintes equipamentos: Balança analítica Sartorius, modelo BP2105. Medidor de pH Analion, modelo PM608. Agitador mecânico Fisatom, modelo 713 T com rotor em forma de hélice (diâmetro de 5,5 cm). Ophotacômetro digital eletrônico marca Tako, modelo HT 1300 para medida da velocidade de rotação do agitador.

Foram projetados e construídos quatro (4) reatores helicoidais (RGF) com capacidade de 0,3; 1,2; 2,8 e 4,8 m^3h^{-1} , denominados RGF 1, RGF 2, RGF 3 e RGF 4 respectivamente. As características construtivas e o tempo de residência dos reatores são mostrados na Tabela 5. O RGF 1 foi construído com um tubo de poliuretano e os demais com tubulação industrial de PVC flexível (modelo Spiraflex, marca Goodyear®).

Tabela 5. Características construtivas e tempo de residência dos reatores helicoidais.

Reator	Diâmetro, m	Comprimento, m	Volume, m^3	Número de anéis	Tempo de residência, s
RGF 1	0,0125	12	$1,5 \times 10^{-3}$	38	18
RGF 2	0,0250	12	$5,9 \times 10^{-3}$	19	18
RGF 3	0,0375	12	$1,3 \times 10^{-2}$	13	18
RGF 4	0,0500	12	$2,4 \times 10^{-2}$	9	18

O detalhamento técnico do sistema empregado na geração de flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ é apresentado a seguir, sendo constituído pelos seguintes itens:

- Bomba de alimentação: 1 bomba centrífuga motor marca Eberle, modelo 30P866, com vazão de 1 até 40 Lmin^{-1} . Potência do motor de 2,0 CV e rotação de 3500 rpm.

- Unidade de preparo e concentração do floculante: unidade composta por 1 tanque de poliestireno com 5 L de capacidade e 1 bomba dosadora peristáltica marca Provitec, modelo DosaMiniS-AX.
- Unidade de geração de flocos (RGF): foram projetados e construídos 4 reatores com capacidade de 0,3; 1,2; 2,8 e 4,8 m³h⁻¹ (Tabela 5).
- Instrumentação e controle: válvulas, rotâmetros e manômetros.

Nos estudos de avaliação do efeito do tipo e concentração de sólidos na geração de flocos, o Reator Gerador de Flocos foi usado em três configurações: o uso do RGF individualmente (sem serpentina), mostrado na Figura 22, o uso do RGF com a presença de uma serpentina contatora, denominado neste estudo de RGF-S (ou Reator Gerador de Flocos-Serpentinado), mostrado na Figura 23, e a terceira configuração foi com o uso do RGF-F, para a geração de flocos aerados (Figura 24). Nesse caso, foi adicionado água saturada com ar na entrada do reator para geração de 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.

O RGF, em todos os casos, foi construído com um tubo Tygon (B-3603) com um diâmetro interno de 1,25 cm e um comprimento de 12 m, envolto numa coluna de PVC (cloreto de polivinila) de 10 cm de diâmetro.

A serpentina contatora usada no RGF-S foi construída com 10 elementos e usada para melhoria da dispersão do polímero e avaliação da eficiência de floculação para ambos os sistemas (Fe(OH)₃ e carvão).

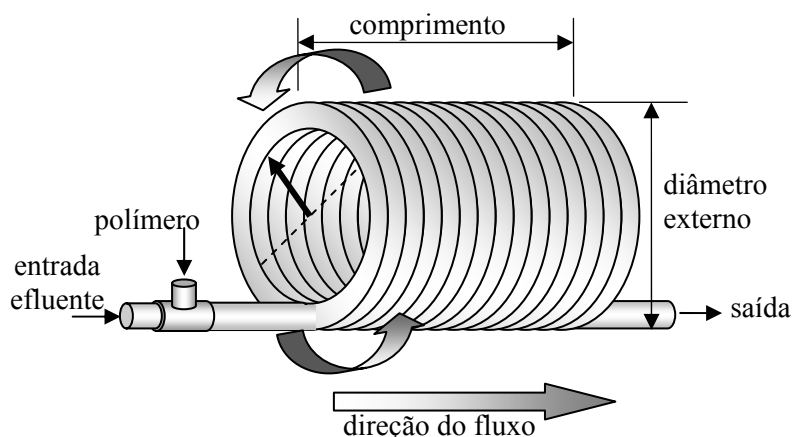


Figura 22. Reator Gerador de Flocos - RGF.

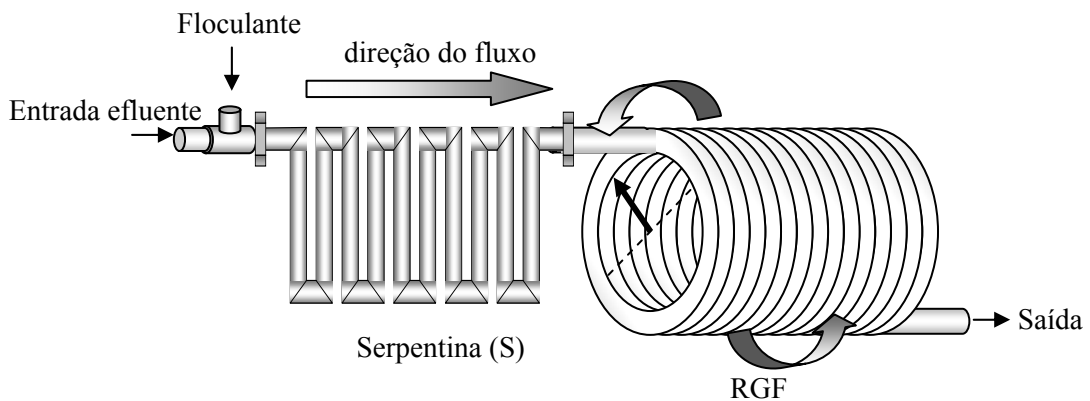


Figura 23. Reator Gerador de Flocos – Serpentinado: RGF-S.

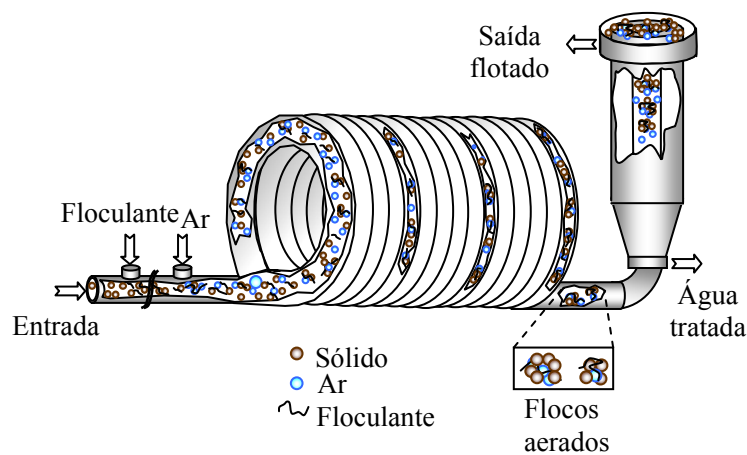


Figura 24. Reator Gerador de Flocos-Flotador (RGF-F) para a geração de flocos aerados.

Nos estudos de avaliação do efeito da torção e da curvatura na eficiência de geração de flocos no RGF (Figura 22), o passo (distância entre os anéis do RGF) foi variável, para obtenção de distintos valores de curvatura e torção, conforme será detalhado na metodologia (item 4.2.7).

4.2.3. Metodologia

A solução de polímero foi preparada com água deionizada usando um agitador mecânico Caframo, modelo RZR50, e adicionado em linha para a dispersão contendo $\text{Fe}(\text{OH})_3$ ou carvão e bombeado para o floculador hidráulico para a geração de flocos (aerados e não aerados). O fluxo de saída do RGF ou RGF-S alimentou a célula de separação sólido-líquido (coluna), na qual as taxas de sedimentação (flocos não aerados)

e de ascensão (flocos aerados) foram avaliadas. Essas taxas foram calculadas, monitorando o tempo necessário para os flocos se deslocarem por uma distância fixa. A medida do tempo foi realizada por observação direta (aleatoriamente) de flocos individuais. A avaliação do desempenho da eficiência de floculação, no RGF e no RGF-S em distintos estudos experimentais, foi feito pelo monitoramento da taxa de separação dos flocos formados. O critério usado para a condição ótima foi a taxa de separação, tanto por sedimentação dos flocos não aerados, como de ascensão dos flocos aerados. Todas as condições experimentais foram testadas em triplicata com pelo menos 30 medidas da separação em cada condição experimental.

4.2.3.1 Eficiência de floculação

A eficiência da floculação foi monitorada pela remoção de ions ferro da água através da análise do sobrenadante após a floculação por Espectroscopia de Plasma Acoplado Indutivamente – ICP (Induced Coupled Plasma), Perkin Elmer, modelo P400. A eficiência da floculação das partículas de carvão foi monitorada através da turbidez residual com um turbidímetro Hach modelo 18900. Em todos os casos, a eficiência de floculação foi superior a 98%.

4.2.3.2 Taxa de sedimentação

Uma alíquota de 1 litro do efluente com os flocos não aerados após a saída do RGF foi colocada em uma proveta (1 L) para medida do tempo de sedimentação, Figura 25 (a).

4.2.3.3 Taxa de ascensão

Nos estudos de floco-flotação 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 25 (b), onde foi medido o tempo de ascensão dos flocos. 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 6.

O cálculo da razão ar/sólidos foi feito através da utilização da Equação (22):

$$as = \frac{Q_{rec.Var}}{Q_{a lim. [sól]}} . E \quad (22)$$

Onde:

a_s = razão ar/sólidos (mlmg^{-1});

Q_{rec} = vazão de reciclo (Lmin^{-1});

V_{ar} = volume teórico de ar dissolvido por litro de água, dado pela lei de Henry (mlL^{-1});

Q_{alim} = vazão de alimentação (Lmin^{-1});

[sól] = concentração de sólidos (mgL^{-1});

E = eficiência do saturador (80%).

Tabela 6. 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

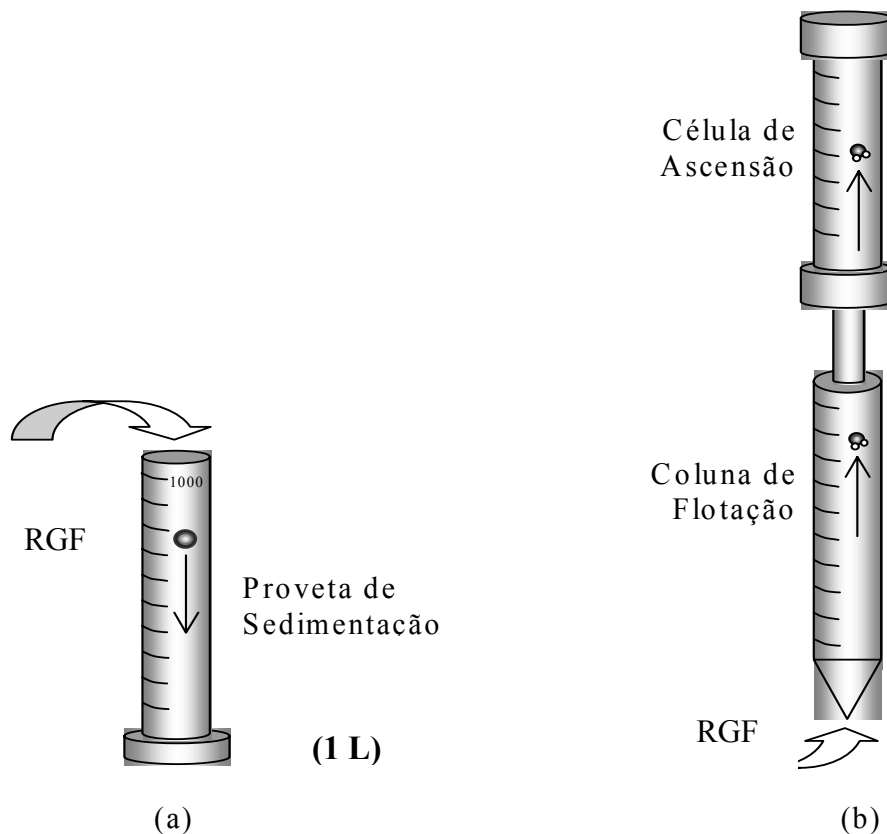


Figura 25. Unidades de separação dos flocos gerados no RGF. Sedimentação (a) e flotação com injeção de microbolhas (b).

4.2.4. Análises

Um equipamento de microtomografia (XMT) de Raios-X 3D de alta resolução marca Aracor™ instalado na Universidade de Utah (EUA) foi empregado para a caracterização dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ e flocos de carvão para determinação do tamanho dos mesmos, densidade de massa e conteúdo de água. As características de diferenciação foram determinadas pela medida do coeficiente de atenuação linear (μ), o qual fornece a acuracidade e quantitativamente descreve o sistema. Uma grande vantagem é que o método evita possíveis incorreções de dados oriundos, por exemplo, de uma análise de sedimentação livre devido ao formato irregular dos flocos e ao fenômeno de fluxo através dos mesmos.

Informações mais detalhadas sobre o micro-TC (Tomografia Computadorizada) por Raios-X, e os parâmetros correlatos foram descritos por Lin e Miller (1996) e Miller *et al.* (2003). As análises de imagem foram processadas usando o Image J 1.36b (software livre e de domínio público).

4.2.5. Caracterização hidrodinâmica do Reator Gerador de Flocos (RGF) e avaliação comparativa da eficiência de geração de flocos com um sistema de mistura completa

4.2.5.1 Metodologia

4.2.5.1.1 Medida de H_f no RGF

A perda de carga (H_f) foi determinada por medida manométrica diferencial através da diferença de perda de carga entre a entrada e a saída dos distintos RGFs e em diferentes vazões de alimentação, com o uso de manômetros.

4.2.5.1.2 Avaliação da eficiência de formação de flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$

O modelo de dispersão coloidal utilizado nos ensaios de floculação foi $\text{Fe}(\text{OH})_3$, formado a partir da precipitação do $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ com $\text{Ca}(\text{OH})_2$ em pH $7,5 \pm 0,5$ em temperatura ambiente. O polímero Flonex 9045 foi dosado em linha, na mistura contendo água e $\text{Fe}(\text{OH})_3$ e bombeado através do reator para formação dos flocos. A eficiência de formação dos flocos foi determinada através do tamanho e do tempo de sedimentação dos flocos formados.

4.2.5.1.3 Comparação do sistema RGF com agitador mecânico

A comparação da eficiência de mistura entre o RGF e a agitação mecânica foi determinada através da fixação do número de Camp (G.t), sendo o tempo de mistura de 18 segundos. A eficiência de formação dos flocos foi determinada através do tempo de sedimentação dos mesmos. A variação do gradiente de velocidade dos reatores foi determinada por medida manométrica diferencial e o emprego de diferentes vazões de alimentação. O gradiente de velocidade do agitador mecânico foi determinado pelo cálculo da potência induzida por unidade de massa líquida, nas diferentes velocidades de rotação do agitador mecânico, de acordo com a Equação (23) citada em Metcalf e Eddy (2003). Os estudos foram realizados com a agitação de água em um copo de béquer com volume útil de 1,5 L.

$$\varepsilon' = \frac{Np\rho nD^3}{g} \quad (23)$$

onde ε' é a taxa de energia dissipada por unidade de massa do fluido (kgfms^{-1}); Np = número de potência do rotor hélice (adimensional); ρ = densidade da massa líquida (kgm^{-3}); n = número de revoluções por segundo (rs^{-1}); D = diâmetro do rotor (m) e g = aceleração gravitacional ($9,81 \text{ ms}^{-2}$). Os cálculos foram realizados usando um valor de Np de 0,54, segundo dados do fabricante para agitadores de hélice com diâmetro de 0,055 m. A velocidade rotacional do agitador foi medida usando um tacômetro digital (Tako - HT 1300). Todas as medidas foram realizadas em triplicata e pouca variação, entre elas, foi observada.

Os valores de ε' foram introduzidos na Equação (2) para determinação do G para o agitador mecânico nas diversas velocidades de rotação aplicadas.

O número de Re para o agitador mecânico foi determinado através da Equação (24), de acordo com Metcalf e Eddy (2003).

$$\text{Re} = \frac{D^2 n \rho}{\mu} \quad (24)$$

onde D = diâmetro do rotor (m); n = número de revoluções por segundo (rs^{-1}); ρ = densidade da massa líquida (kgm^{-3}); μ = viscosidade dinâmica do fluido (Nsm^{-2}). Nota: $\text{N} = \text{kgms}^{-2}$.

4.2.5.1.4 Estudo da configuração do RGF

A avaliação da eficiência de geração de flocos, com diferentes configurações do RGF, foi feita com a utilização do reator com as seguintes dimensões: diâmetro de 0,0125 m, e comprimento de 6 m, num volume de 0,6 L; dispostos na forma retilínea e helicoidal, analogamente. A forma helicoidal foi obtida com a envoltura da tubulação numa coluna suporte com diâmetro de 0,10 m.

4.2.6. Avaliação do efeito do tipo e concentração de sólidos na geração de flocos no RGF

4.2.6.1 Metodologia

O sistema de floculação usado, mostrado na Figura 26, é composto por um tanque (capacidade de 200 L) para a preparação e armazenamento do $\text{Fe}(\text{OH})_3$ /carvão, duas bombas peristálticas, uma bomba de alimentação Masterflex, modelo 7549-60 e uma bomba dosadora de polímero, modelo 7562-00 (Cole Palmer Instrument Company).

As condições hidrodinâmicas (vazão de alimentação, gradiente de velocidade – G, e tempo de residência, t) da Serpentina (S), do RGF e do RGF-S estão descritos na Tabela 7. Rotâmetros (1 a 10 Lmin^{-1}) e manômetros foram empregados para a medida do fluxo de água e da pressão, respectivamente. Os estudos foram feitos numa pressão de saturação de 4 atm e a taxa de injeção de microbolhas foi de 10, 30 e 55%.

Tabela 7. Condições hidrodinâmicas nos distintos equipamentos de floculação e flotação hidráulica (Vazão de alimentação = 5 Lmin^{-1}).

Equipamento	G, s^{-1}	t, s
S	1400	5
RGF	1600	17
RGF-S	2300	23

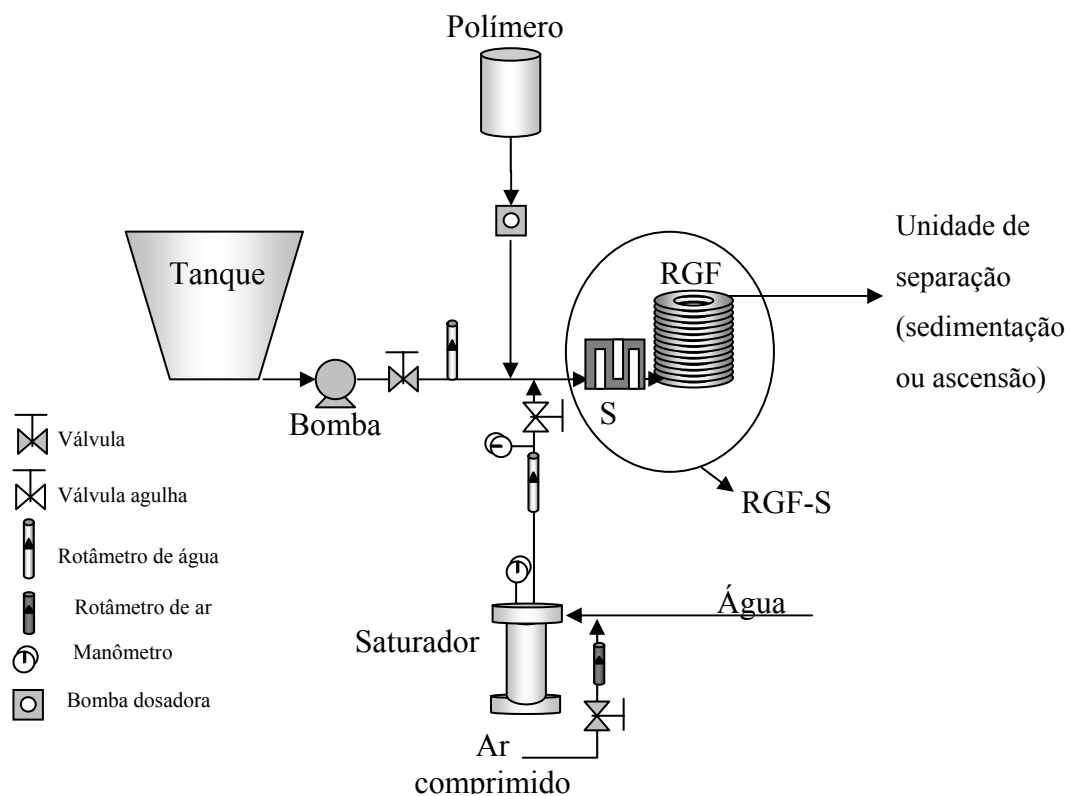


Figura 26. Sistema usado para a geração de flocos (aerados e não aerados) no RGF-F ou RGF e no RGF-S.

4.2.7. Avaliação do efeito da torção e da curvatura na eficiência de geração de flocos no RGF

4.2.7.1 Metodologia

O sistema de geração de flocos empregado, mostrado na Figura 27, é composto por um tanque (capacidade de 200 L) para a preparação e armazenamento de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ /carvão, duas bombas peristálticas, uma bomba de alimentação Masterflex, modelo 7549-60, e uma bomba dosadora de polímero, modelo 7562-00, da Cole Palmer Instrument Company. Rotômetros (1 a 10 Lmin^{-1}) foram empregados para medidas da vazão de alimentação.

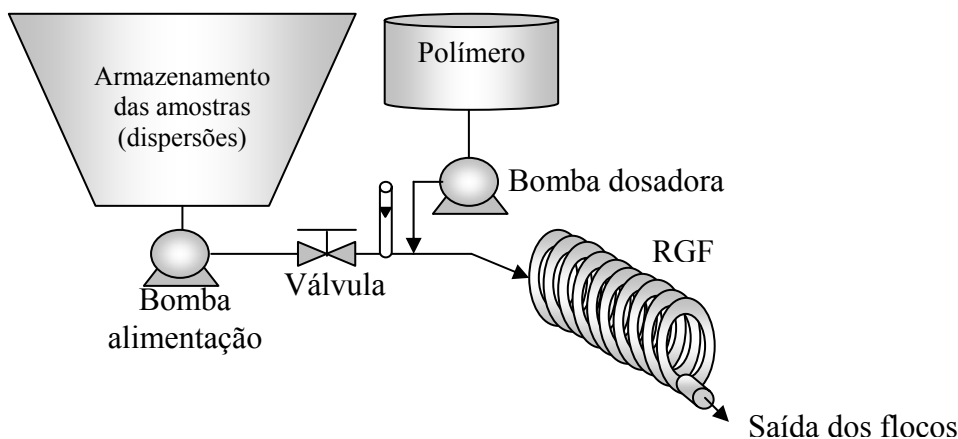


Figura 27. Sistema empregado para a geração de flocos no RGF.

O efeito de curvatura e torção (distintos passos entre os anéis do RGF) foi investigado através do monitoramento da taxa de separação dos flocos formados e por análise fotográfica, mostrado na Tabela 8. A avaliação do crescimento dos flocos e a mudança no tamanho foi realizado usando uma câmara fotográfica Pentax modelo iST-D, após a saída dos flocos do RGF (localizado no 7º anel ou 240 cm de comprimento do reator). Essa posição foi escolhida devido a formação dos flocos ser bastante perceptível a olho nú. As fotografias dos flocos na saída do RGF foram feitas usando um tubo de vidro transparente com seção quadrada com lado de 2,5 cm, e um fundo de papel quadriculado com lado de 2,5 mm. Ainda, o efeito de torção, o efeito de curvatura e o parâmetro de torção foram avaliados e os valores mostrados na Tabela 9, 10 e 11, respectivamente.

Tabela 8. Condições avaliadas para a geração de flocos no RGF em diferentes passos (distância entre os anéis do reator).

	Re	Perda carga, m	G, s ⁻¹	Passo, mm	δ	τ	λ
1	8470	1,36	1500	0	0,114	0,020	0,18
2		1,08	1340	20	0,100	0,036	0,36
3		0,94	1252	40	0,074	0,054	0,73
4		0,74	1058	80	0,036	0,053	1,45
5		0,40	820	160	0,012	0,035	2,91
6		0,28	670	linear	-	-	-
1	4235	0,68	750	0	0,114	0,020	0,18
2		0,54	670	20	0,100	0,036	0,36
3		0,47	626	40	0,074	0,054	0,73
4		0,37	529	80	0,036	0,053	1,45
5		0,20	410	160	0,012	0,035	2,91
6		0,14	335	linear	-	-	-
1	1695	0,34	375	0	0,114	0,020	0,18
2		0,27	335	20	0,100	0,036	0,36
3		0,24	313	40	0,074	0,054	0,73
4		0,19	265	80	0,036	0,053	1,45
5		0,10	205	160	0,012	0,035	2,91
6		0,08	167	linear	-	-	-

Tabela 9. Efeito de torção no RGF (Curvatura constante (δ) = 0,010).

c (mm)	$2a$ (mm)	b (mm)	δ	τ	β_0	λ
15	12,5	95	0,010	0,064	0,45	6,33
10	12,5	80	0,010	0,077	0,55	8,00
5	12,5	57	0,010	0,109	0,79	11,40
3	12,5	43	0,010	0,145	1,02	14,33
1	12,5	25	0,010	0,250	1,77	25,00

Tabela 10. Efeito da curvatura no RGF (Torção constante (τ) = 0,078).

c (mm)	$2a$ (mm)	b (mm)	δ	τ	β_0	λ
30	12,5	77	0,035	0,078	0,29	2,23
15	12,5	80	0,015	0,078	0,45	5,13
5	12,5	67	0,005	0,078	0,79	16,00

Tabela 11. Condições hidrodinâmicas no RGF (Curvatura constante (δ) = 0,010).

Q, Lmin⁻¹	L, m	v, ms⁻¹	t, s	G, s⁻¹	Número de Camp	Re	Dean
0,17	0,4	0,02	18	303	5454	283	100
0,84	2	0,11	18	678	12204	1415	500
1,67	4	0,23	18	958	17244	2830	1000
3,34	8	0,45	18	1355	24390	5660	2000
5,01	12	0,68	18	1660	29880	8488	3000

4.3. Aplicações

4.3.1. Desestabilização de óleos

4.3.1.1 Materiais e reagentes

Óleo diesel foi empregado na preparação da emulsão óleo-água. Lauril Éter Sulfato de Sódio e uma poliacrilamida catiônica de alto peso molecular Flonex 9045[®] foram usados para a desestabilização.

4.3.1.2 Equipamentos

Os estudos foram desenvolvidos usando o RGF com diâmetro de 1,25 cm, comprimento de 12 metros, envolto numa coluna com diâmetro de 10 cm (Figura 22). A vazão de alimentação foi constante e fixa de 3 Lmin⁻¹ (tempo de residência de 24 s). A alimentação foi feita usando uma bomba helicoidal marca Netzsch modelo 2NE30A, e a concentração do polímero foi feita com uma bomba dosadora peristáltica Masterflex modelo 7518-10 da Cole Palmer Instruments Company.

4.3.1.3 Metodologia

Uma emulsão 100 mgL⁻¹ de óleo foi preparada em temperatura ambiente (20 °C) para os estudos de desestabilização, usando um misturador Turrax a 1100 rpm durante 15 minutos. Lauril Éter Sulfato de Sódio, numa concentração de 1 mgL⁻¹, foi adicionado na emulsão anteriormente à desestabilização através da injeção em linha do Flonex 9045[®] nas concentrações de 5, 10, 20, 30, 40 e 50 mgL⁻¹.

4.3.1.4 Análises

A eficiência de desestabilização do óleo foi medida através da análise residual de óleo, determinada com um Espectrofotômetro Genesys modelo TM 10 a 300 nm. A extração

das amostras de óleo residual foi feita através de um processo de 3 estágios de extração gravimétrica do óleo residual com o uso de diclorometano (1:10 v/v) de pureza analítica, fornecido pela Nuclear[®].

4.3.2. Clarificação da água bruta para consumo doméstico

4.3.2.1 Materiais e reagentes

A água bruta usada nos ensaios foi captada após a adição dos reagentes usados no tratamento e anteriormente à entrada no sistema de sedimentação da Estação de Tratamento de Água São João, sob responsabilidade do Departamento Municipal de Água e Esgotos (DMAE) de Porto Alegre (Figura 28). A ETA São João opera com uma taxa de aplicação de $3,5 \text{ m}^3\text{m}^{-2}\text{h}^{-1}$, em quatro sedimentadores do tipo Pulsator ligados em paralelo e constituem uma área superficial de 2032 m^2 , atendendo uma população de aproximadamente 420 mil habitantes.



Figura 28. Captação da água bruta para clarificação no sistema RGF-F.

O polímero não-iônico SA920PWG usado nos estudos de clarificação da água com o sistema RGF-F foi o mesmo já usado na ETA, fornecido pela Floerger/Brasil.

4.3.2.2 Equipamentos

Para o desenvolvimento deste estudo foram projetados e construídos três (3) reatores helicoidais (RGF-F) para formação dos agregados em sistema contínuo em escala piloto, com capacidade de $0,3$; $0,6$ e $0,9 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$ (5 , 10 e 15 Lmin^{-1}), denominados RGF-F 1, RGF-F 2 e RGF-F 3 respectivamente (Figura 30). As características construtivas e o tempo de residência dos reatores são mostrados na Tabela 12. O RGF-F1 foi construído

com um tubo de poliuretano e os demais com tubulação industrial de PVC flexível (modelo Spiraflex, marca Goodyear®).

Tabela 12. Características construtivas e tempo de residência dos reatores helicoidais.

Reator	Diâmetro, m	Comprimento, m	Volume, m ³	Número de anéis	Tempo de residência, s
RGF-F 1	0,0125	12	1,5 x 10 ⁻³	38	18
RGF-F 2	0,0250	12	5,9 x 10 ⁻³	19	35
RGF-F 3	0,0375	12	1,3 x 10 ⁻²	12	53

Nesse caso, do uso do RGF-F como flotor, foi projetada e construída uma célula de separação sólido-líquido com volume útil de 0,15 m³, em acrílico. Essa célula foi denominada de FADAT (flotador por ar dissolvido de alta taxa), por possuir as características das células de flotação da terceira geração (Kiuru, 2001), apresentando uma geometria mais adequada para regimes turbulentos. O tanque de separação possui uma grande profundidade e lamelas (placas paralelas de 15x15 cm inclinadas 130° no sentido anti-horário) na parte superior da célula (20 cm abaixo do nível de água), para permitir que as microbolhas que eventualmente são arrastadas com o fluxo hidráulico possam ficar aderidas nas lamelas, coalescer, retornar à superfície e serem removidas juntamente com o material flotado, além de manter uma nuvem com microbolhas constantemente na zona de separação, mostrado na Figura 29, retendo os flocos flotados na parte superior (Kiuru, 2001; Hedberg *et al.*, 1998). Ainda, o fundo do tanque é constituído por uma placa perfurada, permitindo que o fluxo da água tratada seja laminar.



Figura 29. Detalhe da nuvem de microbolhas de ar acima das lamelas no FADAT (Flotador por ar dissolvido de alta taxa).

As características hidráulicas e construtivas do Flotador por ar dissolvido de alta taxa (célula FADAT) são apresentadas na Tabela 13 e Figura 31, respectivamente. A célula de separação foi construída em acrílico, com peças de fixação em aço inoxidável e a tubulação e demais singularidades em PVC com diâmetro de 40 mm. Os diferentes reatores foram construídos com o objetivo de variar a vazão de alimentação e conseqüentemente a taxa de aplicação ($3,3$ a $10 \text{ m}^3 \text{m}^{-2} \text{h}^{-1}$), mantendo-se constante o gradiente de velocidade (G) (aproximadamente 1800 s^{-1}) e o número de Reynolds (≈ 8470) no interior do RGF.



Figura 30. Aplicação do RGF para clarificação da água de uma planta de tratamento por flotação.

Tabela 13. Características hidráulicas da célula FADAT.

Vazão, $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	Taxa de aplicação, $\text{m}^3 \text{m}^{-2} \text{h}^{-1}$	Tempo de residência, s
0,3	3,3	1784
0,6	6,7	890
0,9	10,0	594

- Célula de flotação de alta taxa (FADAT): 1 célula de flotação de alta taxa, construída em acrílico, com um volume útil de $0,15 \text{ m}^3$ (Detalhamento na Figura 31).
- Bomba de reciclo: 1 bomba centrífuga Hydrobloc P1000T, para reciclo da água clarificada, com vazão de trabalho de 1 até 15 Lmin^{-1} , potência do motor de 1,0 HP e rotação de 3450 rpm.
- Instrumentação e controle: 1 medidor de pressão manométrico na entrada do RGF; válvula agulha com diâmetro de $\frac{1}{4}$ " (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 Lmin^{-1} .

4.3.2.3 Metodologia

A água usada nos estudos de clarificação foi captada anteriormente à entrada nos decantadores da planta de tratamento da ETA São João, sendo bombeada para o RGF, onde recebeu uma concentração maior de ($2-6 \text{ mgL}^{-1}$) do mesmo polímero usado na ETA para permitir a geração dos flocos no RGF. Parte da água clarificada na célula FADAT foi saturada em um vaso saturador com pressão constante (4 atm) e adicionada na saída do RGF para a formação das microbolhas através de uma válvula agulha. O ar utilizado para saturação da água foi proveniente de um compressor de ar. As microbolhas foram formadas pela despressurização da solução saturada de ar sob pressão controlada através de um constritor de fluxo (válvula agulha). Após a saída do RGF a água contendo os flocos formados e as microbolhas foram introduzidas na célula FADAT para separação sólido-líquido. Os ensaios foram realizados usando-se diferentes vazões de alimentação ($0,3$; $0,6$ e $0,9 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$) e diferentes taxas de reciclo (20, 30, 40 e 50%) em relação à vazão de alimentação.

4.3.2.4 Análises

A turbidez foi analisada com um turbidímetro da marca Hach modelo 2100N. A medida é feita pelo princípio nefelométrico, que consiste na leitura da luz desviada pelas partículas num ângulo de 90° em relação à luz incidente. O resultado é expresso em NTU (unidades nefelométricas de turbidez). A cor aparente foi analisada em um equipamento de absorção molecular Merck modelo SQ 118, e os resultados expressos em unidades Hazen de cor (equivalentes a $\text{mgL}^{-1} \text{ Pt-Co}$). As análises de sólidos totais foram realizadas de acordo com o princípio de evaporação da amostra a $103-105^\circ\text{C}$ e

pesada em béquer até constância da massa. A análise de sólidos suspensos corresponde à fração remanescente em filtro com porosidade de 1,2 μm (marca Schleicher e Schuell). A concentração de sólidos dissolvidos foi determinada pela diferença entre a concentração de sólidos totais e sólidos suspensos. Todos os resultados de sólidos foram expressos em mgL^{-1} . A determinação da condutividade elétrica foi realizada através do equipamento de análise de condutividade Digimed modelo DM-31, cujo resultado é expresso em μScm^{-1} a 25°C. A dureza total foi determinada pelo método titulométrico com EDTA, e o resultado expresso em mgL^{-1} de CaCO_3 . A tensão superficial foi determinada através do equipamento Krüss modelo 8451, e os resultados expressos em mNm^{-1} . As demais análises de caracterização da água bruta e do tratamento na ETA foram realizados pelo laboratório central de análises do DMAE. Todas as análises foram realizadas de acordo com o Standard Methods for Water and Wastewater Examination (Apha *et al.*, 1998).

4.3.3. Tratamento e reúso da água de lavagem de veículos

4.3.3.1 Materiais e reagentes

O efluente usado foi oriundo do processo de lavagem de veículos automatizado da Empresa de Transporte Coletivo Viamão Ltda, localizada no município de Viamão-RS. A caracterização das águas oriundas do processo de lavagem de ônibus dessa empresa é mostrada na Tabela 14. Atualmente, o tratamento é feito pela Empresa Aquafлот Industrial S.A., com a Estação de Tratamento Compacta de Reúso de Águas de Lavagem de Veículos – ETAR, a uma taxa de aplicação de $9 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$, reaproveitando a água oriunda da lavagem de aproximadamente 220 ônibus, semanalmente.

Tabela 14. Caracterização das águas efluentes do processo de lavagem de ônibus.

Parâmetro	Efluente bruto
pH	7,4
Turbidez, NTU	175
Cor aparente, Hz	101
Cor real, Hz	16
Sólidos totais, mgL ⁻¹	575
Sólidos suspensos, mgL ⁻¹	265
Sólidos dissolvidos, mgL ⁻¹	310
Tensão superficial, mNm ⁻¹	60

Os reagentes empregados nos ensaios para a geração de flocos foram: Acquafloc 18 (policloreto de alumínio - PAC), soda comercial e Flonex 7011 produzido pela Floerger (poliacrilamida de alto peso molecular com caráter catiônico), sendo todos de caráter comercial, fornecidos pela Faxon Química. Ainda, um polímero catiônico de baixo peso molecular de base natural (Aquafloc-Al) foi usado em alguns estudos para comparação com o atual sistema de tratamento desenvolvido pela empresa Aquafloc.

4.3.3.2 Equipamentos

Para o desenvolvimento deste estudo foram projetados e construídos quatro (4) reatores helicoidais (RGF-F) com capacidade de 0,3; 1,2; 2,8 e 4,8 m³h⁻¹, denominados RGF-F 1, RGF-F 2, RGF-F 3 e RGF-F 4 respectivamente. As características construtivas e o tempo de residência dos reatores são mostrados na Tabela 15. O RGF-F 1 foi construído com um tubo de poliuretano e os demais com tubulação industrial de PVC flexível (modelo Spiraflex, marca Goodyear®).

Tabela 15. Características construtivas e tempo de residência dos reatores helicoidais.

Reator	Diâmetro, m	Comprimento, m	Volume, m ³	Número de anéis	Tempo de residência, s
RGF-F 1	0,0125	12	1,5 x 10 ⁻³	38	18
RGF-F 2	0,0250	12	5,9 x 10 ⁻³	19	18
RGF-F 3	0,0375	12	1,3 x 10 ⁻²	13	18
RGF-F 4	0,0500	12	2,4 x 10 ⁻²	9	18

O detalhamento técnico do sistema empregado na agregação dos sólidos em suspensão e posterior separação por flotação é apresentado a seguir, sendo constituído pelos seguintes itens:

- Bomba de alimentação: 1 bomba centrífuga motor marca Eberle, modelo 30P866, com vazão de 1 até 40 Lmin⁻¹. Potência do motor de 2,0 CV e rotação de 3500 rpm.
- Unidade de concentração do PAC ou Aquaflot-Al: bomba dosadora peristáltica marca Vallair.
- Unidade de concentração de NaOH comercial: bomba dosadora peristáltica marca Provitec, modelo DosaMiniS-AX.
- Unidade de preparo e concentração do floculante: unidade composta por 1 tanque de poliestireno com 5 L de capacidade e 1 bomba dosadora peristáltica Masterflex modelo 7518-10 da Cole-Palmer Instruments Company, com tubulação 6904-13.
- Unidade de geração de flocos para geração de flocos aerados (RGF-F): foram projetados e construídos 4 reatores com capacidade de 0,3; 1,2; 2,8 e 4,8 m³h⁻¹ (Tabela 15).
- Uma bomba centrífuga multifásica (BCMF) para reciclo e geração de microbolhas marca Edur (modelo Eb3u). A Figura 32 mostra o tamanho e distribuição de tamanho de bolhas geradas por essa bomba, medidas utilizando o novo sistema de medida de tamanho de bolhas desenvolvido no Laboratório de Tecnologia Mineral e Ambiental (LTM), denominado de LTM-Bsizer (Rodrigues e Rubio, 2003).
- Instrumentação e controle: válvulas, rotâmetros e manômetros.

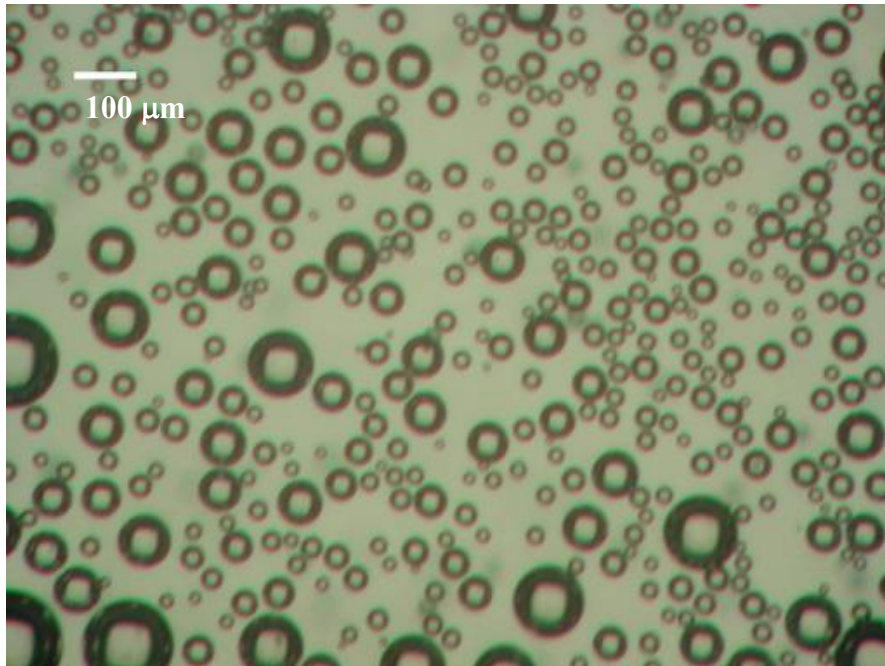


Figura 32. Imagem (LTM-BSizer) de bolhas geradas por bomba centrífuga multifases (BCMF). Condições: vazão de alimentação = 11 Lmin⁻¹; vazão de ar = 0,05 NLmin⁻¹; pressão de saturação = 7,7 atm; T: 19 °C; escala barra branca = 100 μm.

4.3.3.3 Metodologia

O efluente drenado do processo de lavagem automático, contendo a corrente de água oriunda da lavagem da lataria e parte inferior do chassi (Figura 33), foi armazenado em dois tanques de fibra de vidro (4000 L). A alimentação foi realizada por uma bomba centrífuga, e os reagentes para formação dos agregados foram dosados em linha (PAC, NaOH e Polímero) ou (Aquaflot-AI e NaOH) e alimentados no RGF, sendo separados na coluna de flotação. O reciclo da água foi feito através da captação da água tratada na coluna e introduzido na entrada do RGF, no qual em contato com as partículas e reagentes de agregação em suspensão no fluxo hidráulico formavam unidades de flocos aerados que eram prontamente separadas pela ascensão dos flocos na coluna de separação (Figura 34). A captação e a geração das microbolhas no reciclo da água, foi realizada por uma bomba centrífuga multifases (BCMF-Edur™) que promove além da sucção do fluido, a cavitação de ar através do impulsor (parte giratória que fornece aceleração centrífuga para o fluido). Esse ar é adicionado em linha por um compressor de ar ainda na etapa de sucção, sob pressão controlada (4 atm, nesse estudo) sendo dissolvido na água (substituindo o vaso saturador). Posteriormente, a passagem dessa água contendo ar dissolvido por um constritor de fluxo (válvula agulha) e pela redução de pressão na constrição, promove a nucleação e o crescimento das microbolhas (com a

mesma ordem de grandeza das bolhas geradas na flotação por ar dissolvido, com o emprego de saturadores, conforme mostrado na Figura 32).



Figura 33. Processo de lavagem automático dos ônibus da empresa Viamão Ltda.

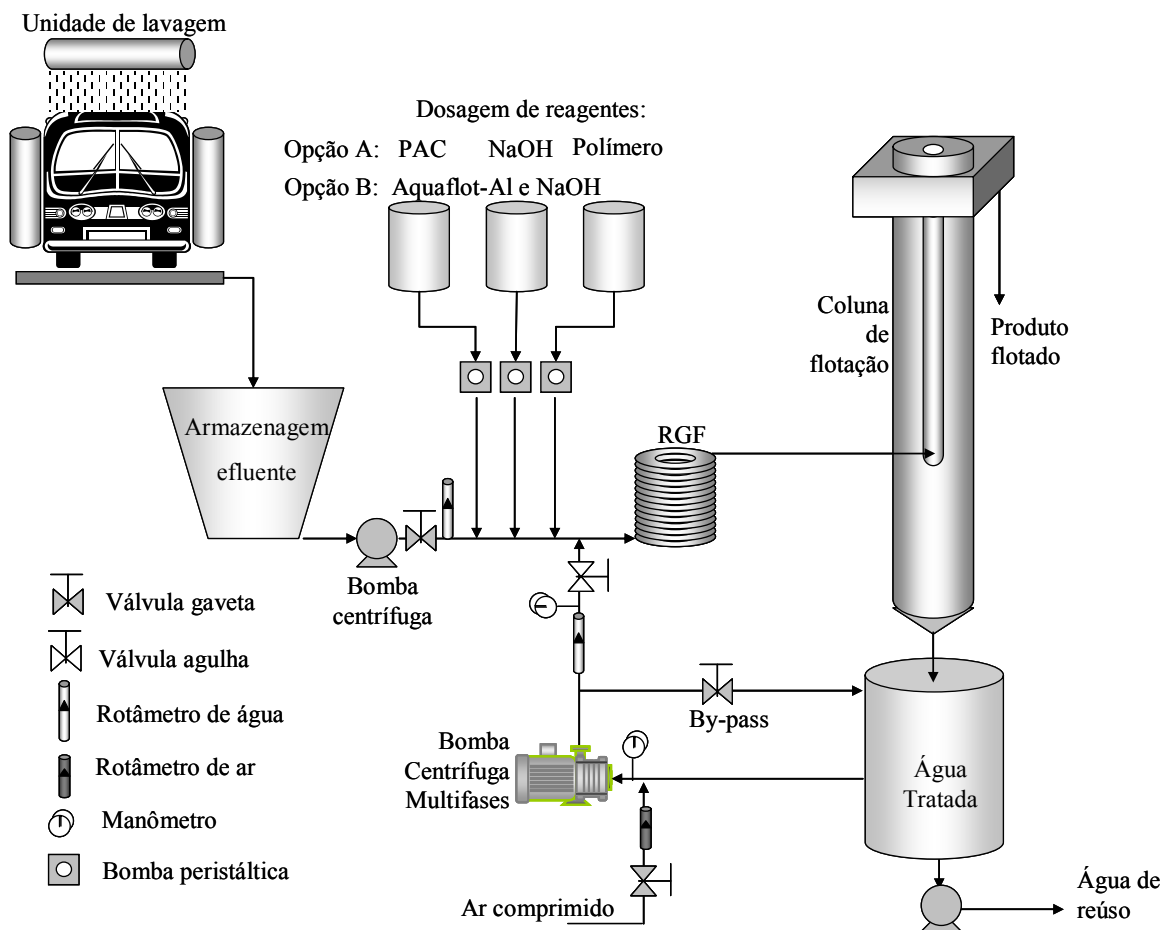


Figura 34. Fluxograma do processo de tratamento do efluente de lavagem de ônibus.

A Figura 35 mostra o sistema RGF-BMCF usado nos estudos de tratamento da água de lavagem de ônibus da empresa Viamão Ltda.



Figura 35. Vistas da unidade de tratamento pelo sistema BMCF-RGF.

4.3.3.4 Análises

As análises são as mesmas descritas no item 4.3.2.4.

4.3.4. Tratamento e reúso da água de uma mina de carvão extinta

4.3.4.1 Materiais e reagentes

As características físico-químicas de monitoramento da qualidade da água ácida da mina extinta do ponto SS-16, foi monitorada de janeiro de 2005 até janeiro de 2007, e são mostradas na Tabela 16. Os resultados mostram o baixo pH da água (~ 3) e concentrações médias de Mn, Fe e Al, de 2,2; 2,0 e 30 mgL^{-1} , respectivamente e de íons sulfato da ordem de 700 mgL^{-1} . A vazão de água ácida nesse ponto oscila entre 30 e 200 m^3h^{-1} .

Tabela 16. Características físico-químicas da água da SS-16. Dados referentes ao monitoramento de janeiro de 2005 a novembro de 2006.

COLETA	pH	Sulfato, mgL ⁻¹	Mn, mgL ⁻¹	Fe, mgL ⁻¹	Cu, mgL ⁻¹	Al, mgL ⁻¹	ST, mgL ⁻¹	SS, mgL ⁻¹	SD, mgL ⁻¹
18/01/05	2,7	682	2,1	1,3	1	24	1174	27	1147
28/02/05	3,1	1010	2,6	1,7	0,07				
24/03/05	3,3	829	1,8	1,5	0,4	21	1184	103	1081
20/04/05	3,0	854	2,3	1,4	0,1	25	1469	39	1430
19/05/05	3,5	732	2,2	1,3	0,3	23	1181	28	1153
06/02/05	2,9	989	2,5	1,6	0,4	23			
07/08/05	3,1	914	2,6	2,5	0,07	42	1510	54	1456
25/07/05	2,9	870	2,7	1,7	0,07	45	1493	112	1381
31/08/05	3,1	398	0,7	2,0	LOD	17	1574	3	1571
22/09/05	2,9	661	1,5	2,7	LOD	29	995	8	987
18/10/05	2,7	551	1,8	6,1	LOD	34	1130	LOD	1130
12/07/05	2,9	373	2,0	1,3	0,05	30	1005	LOD	1005
15/02/06	3,1	479	2,0	1,1	0,06	36	984	LOD	984
12/04/06	3,2	642	2,7	2,8	0,06	31	1206	8	1198
16/05/06	3,1	614	2,0	1,6	LOD	26	1060	LOD	1060
08/06/06	3,0	777	2,0	1,8	LOD	27	1039	LOD	1039
16/08/06	3,0	543	1,7	1,8	LOD	32	906	LOD	906
14/09/06	3,0	654	2,9	2,0	LOD	37	1284	LOD	1284
16/10/06	3,0	815	2,9	2,6	LOD	37	1347	LOD	1347
23/11/06	3,1	564	1,7	1,2	LOD	24	810	LOD	810
11/01/07	2,8	939	2,7	3,1	LOD	47	1560	LOD	1560
02/02/07	2,8	951	2,8	3,1	-	45	-	-	-

LOD = Abaixo do limite de detecção do método.

ST = Sólidos totais

SS = Sólidos suspensos

SD = Sólidos dissolvidos

PAC TE 1018 (policloreto de alumínio), Alupan (aluminato de sódio), fornecidos pela Empresa Panamericana S.A., e cal calcítica foi empregada para precipitação dos metais e sulfato. O polímero não-iônico Qemifloc 1020 PWG e o polímero catiônico de alto peso molecular Flonex 9045 da Floeger foram usado para a formação de flocos. Oleato de sódio e ácido oleico de caráter comercial foram empregados para aumentar a hidrofobicidade e a cinética de captura dos flocos pelas bolhas. Todos os reagentes usados foram de caráter comercial e pré-determinados em estudos na escala laboratorial por Cadorin *et al.* (2006).

4.3.4.2 Equipamentos

Foram projetados e construídos dois (2) reatores helicoidais (RGF-F) para floco-flotação dos agregados em sistema contínuo em escala piloto, com capacidade de 0,3 e 1,2 m³h⁻¹ (5 e 20 Lmin⁻¹), denominados de RGF-F 1 e 2, respectivamente. Os reatores foram precedidos por uma serpentina (S), com comprimento de 8 m (contendo 20 elementos). As características construtivas e o tempo de residência dos reatores são mostrados na Tabela 17. Os reatores foram construídos com tubulação industrial de PVC flexível (modelo Spiraflex, marca Goodyear[®]).

Tabela 17. Características construtivas e tempo de residência dos reatores helicoidais.

Reator	Diâmetro, m	Comprimento, m	Volume, m ³	Número de anéis	Tempo de residência, s
RGF-F 1	0,0125	12	1,5 x 10 ⁻³	38	18
RGF-F 2	0,0250	12	5,9 x 10 ⁻³	19	18

4.3.4.3 Metodologia

O fluxograma da estação de tratamento de DAM na mina extinta SS-16 de Criciúma/SC é mostrado na Figura 36. A água ácida, mostrada na Figura 37 (a), foi captada através de uma moto-bomba centrífuga aos reservatórios para o tratamento/precipitação química em batelada (Figura 37– c). Foram adotadas três alternativas de tratamento:

i) Neutralização-precipitação-floculação-flotação em pH 7,0 (condição de precipitação de íons Fe, Al e parcial de Mn);

ii) Neutralização-precipitação-floculação-flotação em pH 9,0 (condição de precipitação de íons Fe, Al e Mn); e,

iii) Neutralização-precipitação-floculação-flotação em pH 12,0 (condição de precipitação de íons Fe, Al, Mn e íons sulfato).

Nos estudos em pH 7,0 e 9,0 foi realizada a neutralização com cal calcítica e floculação em linha com o Qemifloc 1020 ou Flonex 9045, adição de oleato de sódio ou ácido oleico e posterior separação em uma unidade de flotação.

Nos estudos em pH 12,0 foram adicionados 1 mL⁻¹ de PAC TE 1018, 0,5 mL⁻¹ de Alupan e 2500 mgL⁻¹ de cal, para atingir pH 12 (condição de formação da etringita). Em seguida, o sistema foi mantido sob agitação constante por um período de 30 min.

Posteriormente, a água da DAM foi conduzida à unidade de floculação em linha (Reator Gerador de Flocos-Serpentinado - RGF-S) para formação dos flocos, no qual foi adicionado o polímero Qemifloc 1020 e oleato de sódio, respectivamente (Figura 37–d).

Os parâmetros avaliados foram: vazão de alimentação, taxa de reciclo, e dosagens de polímero floculante e de oleato de sódio ou ácido oleico (detalhamento na Tabela 18).

Em seguida, os flocos foram conduzidos à célula de flotação de alta taxa para a separação do lodo formado via flotação. O reciclo e a geração de microbolhas foi realizada com uma bomba centrífuga multi-fases (BCMF) que possibilita a cavitação da água e a dissolução do ar em água durante o fluxo na linha, sendo as bolhas formadas após a passagem da água saturada por uma válvula agulha (detalhado no item 4.3.3.3).

O tamanho das bolhas geradas é da mesma ordem de grandeza das bolhas geradas pelo sistema de flotação por ar dissolvido (com o emprego de saturadores) (Rodrigues e Rubio, 2003).

A flotação foi realizada em uma célula de flotação em acrílico com geometria de alta taxa, mostrado na Figura 37 (e). A taxa de aplicação usada neste estudo foi de 6 e 15 $\text{m}^3\text{m}^{-2}\text{h}^{-1}$ (vazão de 0,5 e 1,2 m^3h^{-1}). O detalhe do lodo de etringita separado pelo processo de flotação é mostrado na Figura 37(f).

Tabela 18. Detalhamento dos estudos realizados para verificação da eficiência de flotação e remoção de íons metálicos (Fe, Al e Mn) e íons sulfato.

Estudo	Vazão de alimentação, m ³ h ⁻¹	pH	Taxa de reciclo, %	[Polímero floculante], mgL ⁻¹	[Hidrofobizante], mgL ⁻¹
01	1,2	7,0	40	5,0 ^a	0 ^c
02	1,2	7,0	40	5,0 ^a	30 ^c
03	1,2	7,0	30	5,0 ^a	30 ^c
04	1,2	7,0	30	5,0 ^a	15 ^c
05	1,2	7,0	30	2,5 ^a	15 ^d
06	1,2	7,0	30	2,5 ^b	30 ^d
07	1,2	7,0	30	2,5 ^b	15 ^d
08	1,2	7,0	30	2,5 ^b	-
09	1,2	7,0	30	-	15 ^d
10	1,2	9,0	30	10,0 ^a	30 ^c
11	1,2	9,0	30	7,5 ^a	45 ^c
12	1,2	9,0	30	15 ^a	15 ^d
13	1,2	9,0	30	35 ^a	15 ^d
14	1,2	9,0	30	2,5 ^b	15 ^d
15	1,2	9,0	30	5,0 ^b	15 ^d
16	1,2	9,0	30	2,5 ^b	30 ^d
17	0,5	12,0	30	1,0 ^a	15 ^c
18	0,5	12,0	30	1,0 ^a	30 ^c
19	0,5	12,0	30	1,0 ^a	45 ^c
20	0,5	12,0	30	2,5 ^a	30 ^c
21	0,5	12,0	30	5,0 ^a	30 ^c
22	0,5	12,0	30	10 ^a	30 ^c
23	0,5	12,0	30	2,5 ^a	15 ^c
24	0,5	12,0	30	2,5 ^a	45 ^c
25	0,5	12,0	50	2,5 ^a	30 ^c
26	0,5	12,0	40	2,5 ^a	30 ^c
27	0,5	12,0	20	2,5 ^a	30 ^c
28	1,2	12,0	30	2,5 ^a	30 ^c
29	1,2	12,0	30	5,0 ^a	30 ^c
30	1,2	12,0	40	5,0 ^a	30 ^c

^a = Qemifloc 1020 (polímero floculante não-iônico)

^b = Flonex 9045 (polímero floculante catiônico)

^c = Oleato de sódio

^d = Ácido oleico

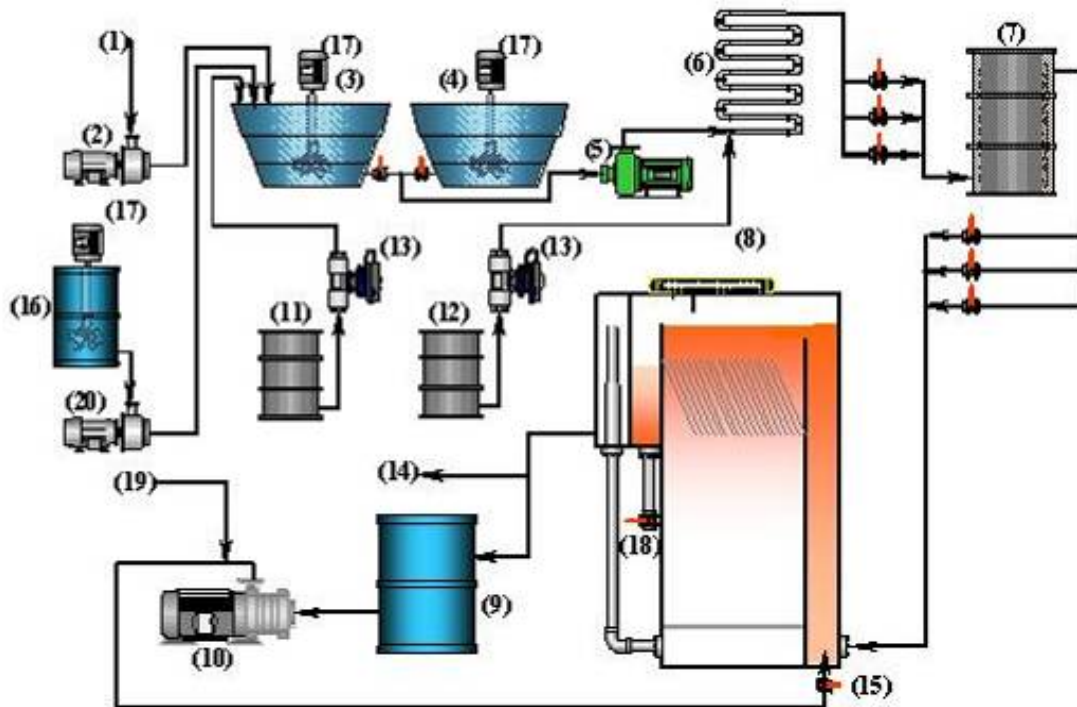


Figura 36. Estação piloto de tratamento de DAM-SS-16-Criciúma-SC ($\sim 1 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$). 1) Captação de DAM; 2) Bomba de captação da DAM; 3) Tanque de neutralização 1 (capacidade 2000 L); 4) Tanque de neutralização 2 (capacidade 2000 L); 5) Bomba de alimentação; 6) Serpentina (S); 7) Reatores geradores de flocos (RGF-F); 8) Célula de flotação por ar dissolvido de alta taxa (FADAT); 9) Tanque de armazenamento de água tratada; 10) BCMF; 11) Tanque de oleato de sódio; 12) Tanque de floculante; 13) Bomba dosadora de reagentes; 14) Saída de água tratada; 15) Válvula agulha; 16) Tanque de preparo de “leite de cal”; 17) Agitador mecânico; 18) Saída do lodo gerado; 19) Entrada de ar; 20) Bomba peristáltica para adição de cal.



Figura 37. Fluxo da DAM da mina de carvão extinta (SS-16) – Criciúma/SC (a); Estação Piloto de Tratamento da DAM construída próxima a área atingida (b); Tanques de neutralização/precipitação dos íons metálicos e íons sulfato (c); Sistema de agregação em linha, constituído por uma serpentina (S) e o RGF-F (d); Sistema piloto de flotação por ar dissolvido de alta taxa (e); Detalhe da camada de lodo de etringita separado no processo de flotação (f).

4.3.4.3.1 Eficiência de flotação

A eficiência de flotação foi determinada levando em consideração a remoção de sólidos totais na entrada e na saída da célula FADAT, como mostra a Equação (25).

$$\text{Remoção de sólidos (\%)} = \frac{(C_{inicial} - C_{final})}{C_{inicial}} \cdot 100 \quad (25)$$

4.3.4.3.2 Estudos de neutralização

Estudos de neutralização da água tratada da DAM foram conduzidos adicionando-se HCl 10% na amostra tratada, posteriormente à separação por flotação (pH próximo a 12), através da medida do volume de ácido necessário para neutralizar a amostra.

4.3.4.4 Análises

A análise de sulfato e dos íons de metais pesados (Fe, Al e Mn) foram realizadas de acordo com o Standard Methods for Water and Wastewater Examination (1998), pelo método nefelométrico e por absorção atômica com forno de grafite acoplado, respectivamente, no Laboratório de Tecnologia Mineral e Ambiental (LTM-UFRGS). O limite de erro estabelecido pelo método é de 3 mgL⁻¹ de íons sulfato.

5. Resultados e discussão

5.1. Estudos Básicos

5.1.1. Caracterização hidrodinâmica do RGF e avaliação comparativa da eficiência de geração de flocos com um sistema de mistura completa

O processo de agregação é comumente realizado em tanques agitados mecanicamente, entretanto, é comum a presença de curtos-circuitos e zonas mortas nessas unidades e que acabam prejudicando a formação dos agregados. Entretanto, esses efeitos são minimizados em unidades hidráulicas de agregação em linha, já investigado por vários autores (Gregory, 1987 e 1988; Elmaleh e Jabbouri, 1991; Carissimi e Rubio, 2005; Rosa e Rubio, 2005), que além de apresentarem uma elevada eficiência de geração de agregados, apresentam um curto tempo de residência. Dessa forma, o presente estudo descreve a caracterização hidrodinâmica do RGF (em 4 taxas de aplicação distintas) e a correlação com a eficiência de agregação de partículas (usando $\text{Fe}(\text{OH})_3$ como modelo de suspensão coloidal). Ainda, a eficiência de geração de agregados nas distintas condições hidrodinâmicas estudadas foi avaliada através dos dados de sedimentação dos flocos e comparados com um sistema de mistura completa.

5.1.1.1 Medida de H_f no RGF

Os parâmetros hidráulicos dos distintos RGFs estudados foram obtidos a partir da determinação da perda de carga (H_f) no RGF e são mostrados na Tabela 19. As vazões adotadas possibilitaram o mesmo tempo de residência e velocidade superficial de escoamento no interior dos reatores (detalhados na Tabela 1) e um intervalo de G aplicado muito próximo (na faixa de 1000 a 1600 s^{-1}), obtendo-se para os diferentes escalonamentos condições hidrodinâmicas semelhantes. Os demais parâmetros (Re , Dean e Germano) apresentam valores proporcionais ao diâmetro da seção transversal de escoamento tubular dos reatores.

Tabela 19. Parâmetros hidráulicos dos distintos reatores.

Parâmetro	RGF 1	RGF 2	RGF 3	RGF 4
Vazão, m ³ h ⁻¹	0,3	1,2	2,8	4,8
t, s	18	18	18	18
V, ms ⁻¹	0,68	0,68	0,68	0,68
H _f , m	2	2,5	3,4	4,5
Re	8471	16943	25979	33885
G, s ⁻¹	1048	1172	1381	1572
G.t	18550	20710	23888	27786
Dean	2995	5990	9185	11980
Germano	498	997	1528	1993
η _κ , μm	31,3	29,6	27,3	25,6

Segundo alguns autores (Elmaleh e Jabbouri, 1991 e Galier *et al.*, 2003) o número de Reynolds que classifica a transição entre o regime laminar e turbulento difere entre tubos retilíneos e helicoidais. Normalmente, o número de Re classifica o regime como sendo laminar para tubos retos em valores em torno de 2100, e esse valor pode ser até 4 vezes maior para tubos helicoidais. Os números de Re mostrados na Tabela 19 evidenciam que o regime hidrodinâmico é turbulento no pequeno tempo de residência do fluxo hidráulico no interior dos reatores (18 segundos).

Os números teóricos de Re, Camp, Dean e Germano são característicos do fluxo helicoidal turbulento e caracterizam a elevada energia dissipada na massa líquida, que promove o contato das partículas com os agentes de desestabilização. Apesar da turbulência apresentada pelo sistema, através de η_κ é possível constatar que somente partículas abaixo de 31 micrômetros estariam susceptíveis ao rompimento nos redemoinhos internos gerados durante o fluxo, estando muito abaixo dos agregados formados no RGF que oscilam na ordem de 3-6 mm.

5.1.1.2 Avaliação da eficiência de formação de flocos de Fe(OH)₃

A velocidade de sedimentação de todos os flocos formados após a passagem pelos reatores variou de 16 a 18 mh⁻¹ (erro médio de 2,5 mh⁻¹), com tamanho de flocos de 3 a 4 mm. A turbulência impregnada possibilitou a geração de flocos uniformes (similar

velocidade de sedimentação e tamanho), possivelmente pelo fato dos reatores estudados em diferentes escalas apresentarem condições hidráulicas similares (Tabela 20).

Tabela 20. Características dos flocos formados nos diferentes reatores. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{Flonex 9045}] = 5 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$.

Reator	Velocidade de sedimentação, mh^{-1}	Tamanho dos flocos, mm
RGF 1	$16 \pm 2,5$	3
RGF 2	$17 \pm 2,5$	3,5
RGF 3	$18 \pm 2,5$	4
RGF 4	$17 \pm 2,5$	4

Hameed, Muhammed e Sapre (1995) avaliaram um tubo helicoidal para agregação de partículas presentes na água bruta (água de rio) para posterior consumo humano. Nesse estudo foi verificado que uma vez definido o gradiente de velocidade ideal e o tempo de residência (número de Camp), ocorreu a formação de flocos uniformes ao longo do tubo helicoidal, sendo uma alternativa viável de substituição ao sistema convencional de agregação (tanques com agitação mecânica). Leentvaar e Rebhun (1983) avaliaram mais especificamente a resistência de flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$, usando um sistema de agitação mecânica, e verificaram que esses flocos apresentam elevada resistência e quando rompidos por um gradiente de velocidade excessivo, não apresentam tendência a re-floculação. Nos estudos de geração de flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ ao longo do RGF, ocorreu a formação de flocos resistentes, coesos e esféricos (provavelmente pelos choques ocasionados nas paredes do RGF durante o fluxo no interior do tubo helicóide), sendo facilmente separados numa etapa posterior de separação sólido-líquido.

5.1.1.3 Comparação do sistema RGF com agitador mecânico

Os resultados de velocidade de sedimentação dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função do $G.t$ empregado para o RGF e a agitação mecânica são mostrados na Figura 38. O RGF apresenta os maiores valores de velocidade de sedimentação (cerca de 4 vezes maior em relação ao agitador mecânico) nos menores valores de Camp ($G.t$ de 18×10^3), atingindo velocidades de sedimentação da ordem de 20 mh^{-1} . Para maiores gradientes de velocidade aplicados no RGF a velocidade de sedimentação decresce, possivelmente pela ruptura dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$.

As taxas de sedimentação obtidas para o agitador mecânico estão na ordem de 5 mh^{-1} para as distintas condições de $G.t$ estudadas. Provavelmente, a energia dissipada pela elevada rotação da hélice do agitador mecânico e o curto tempo de residência prejudicaram a formação dos flocos. A maior taxa de sedimentação dos flocos no RGF indica que as condições hidrodinâmicas no reator helicoidal proporcionam um melhor contato das partículas com a poliacrilamida formando flocos grandes que sedimentação facilmente.

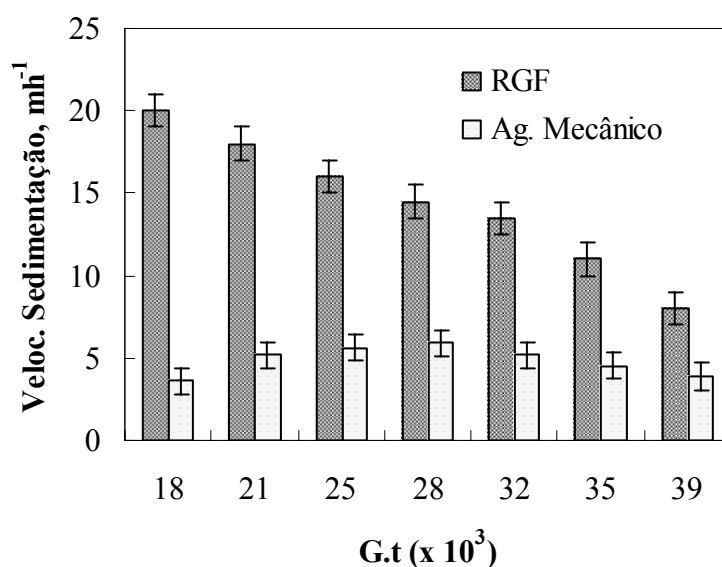


Figura 38. Velocidade de sedimentação dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função do $G.t$ empregado para o RGF e o agitador mecânico. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{Flonex 9045}] = 5 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$.

A Figura 39 mostra a velocidade de sedimentação dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função da taxa de cisalhamento (Re e G) aplicada no agitador mecânico. Os resultados mostram que a velocidade máxima de sedimentação dos flocos é inferior a 6 mh^{-1} nas melhores condições hidrodinâmicas aplicadas ($Re \approx 1,8 \times 10^6$ e $G \approx 1500 \text{ s}^{-1}$). O aumento da velocidade de agitação prejudica a agregação promovendo uma maior ruptura dos flocos devido ao maior grau de cisalhamento.

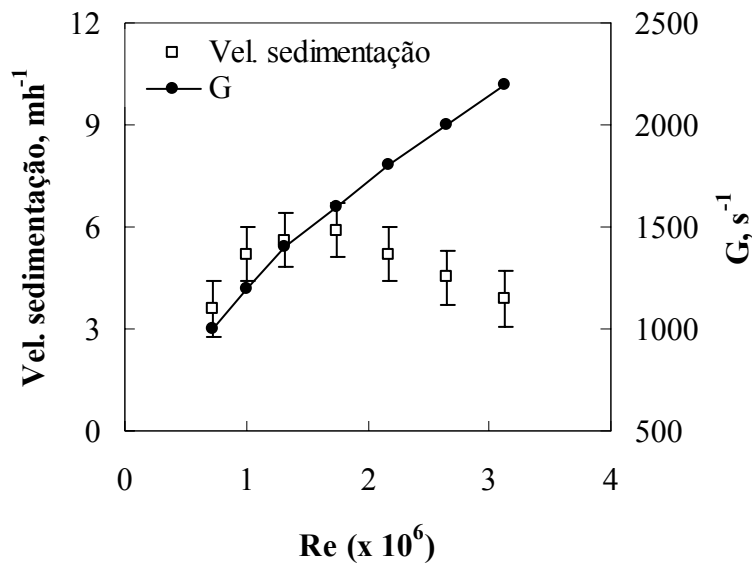


Figura 39. Velocidade de sedimentação dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função do número de Re e G no agitador mecânico. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{Flonex 9045}] = 5 \text{ mgL}^{-1}$, pH $7,5 \pm 0,5$.

A Figura 40 mostra a velocidade de sedimentação dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função da taxa de cisalhamento (Re e G) aplicada no RGF. Os resultados mostram que a velocidade de sedimentação é máxima (20 mh^{-1}) para o menor gradiente de velocidade e Reynolds investigado (1000 s^{-1} e 5000 , respectivamente), e decresce com o incremento do mesmo. O aumento da turbulência do sistema provavelmente ocasiona a ruptura dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$.

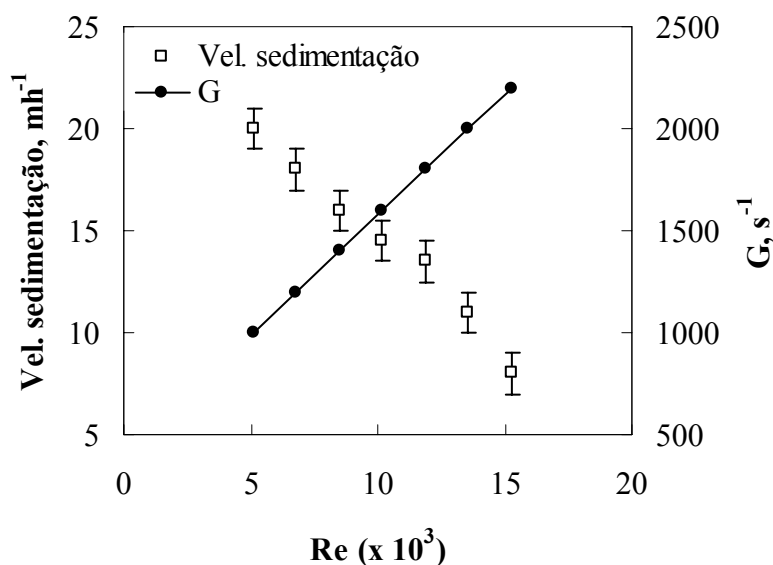


Figura 40. Velocidade de sedimentação dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função do número de Re e G no RGF. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{Flonex 9045}] = 5 \text{ mgL}^{-1}$, pH $7,5 \pm 0,5$.

A avaliação do efeito da configuração (helicoidal ou retilínea) do RGF é mostrada na Figura 41, para as vazões de 2, 4 e 6 Lmin⁻¹.

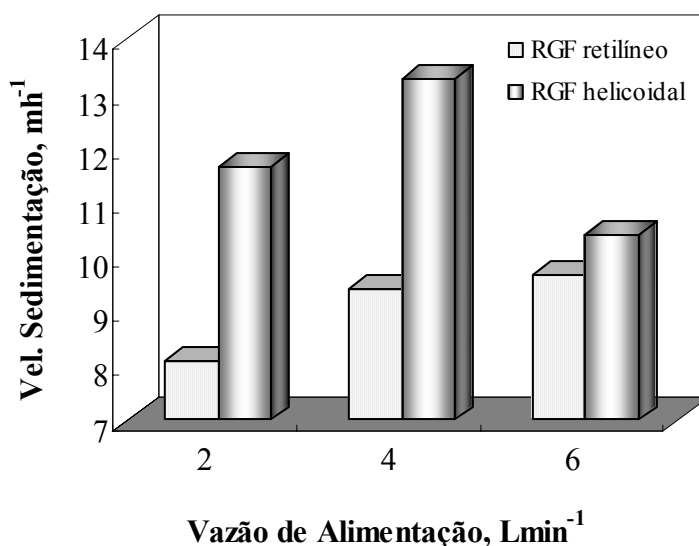


Figura 41. Efeito da configuração do RGF na velocidade de sedimentação dos flocos em função da vazão de alimentação. Condições: [Fe(OH)₃] = 58 mgL⁻¹, [Flonex 9045] = 5 mgL⁻¹, pH 7,5±0,5.

Os resultados obtidos mostram que as velocidades de sedimentação dos flocos para o RGF retilíneo em relação à velocidade de sedimentação dos flocos formados no reator helicoidal é superior em todas as vazões de alimentação investigadas devido a formação de flocos maiores. Entretanto, essa diferença não é tão significativa para a maior vazão de alimentação (6 Lmin⁻¹), possivelmente pela ruptura dos flocos em elevadas velocidades superficiais de escoamento (elevado gradiente de velocidade). A melhor eficiência de formação dos flocos no RGF helicoidal é explicada em termos da maior taxa de cisalhamento, fluxo secundário (número de Dean) e do efeito de torção (número de Germano) que são gerados em sistemas curvos. Galier *et al.* (2003) desenvolveram medidas eletroquímicas do gradiente de velocidade nas paredes de tubos helicoidais e verificaram que o G não é uniforme na seção transversal do tubo helicoidal, sendo maior na parede mais externa em relação ao centro de enrolamento da tubulação e menor na parede mais interna do tubo. Essa desuniformidade do G na seção transversal de escoamento do fluxo contribui para uma melhor eficiência de mistura (contato).

5.1.2. Avaliação do efeito do tipo e concentração de sólidos na geração de flocos no RGF

A Tabela 21 mostra a densidade dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ e carvão, o conteúdo de água e a caracterização do diâmetro de Feret pela microtomografia computadorizada por Raios-X. Os resultados mostram que os flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ apresentam um elevado percentual de água – 81%, elevada porosidade quando comparados com os flocos de carvão (63 %) e um diâmetro de Feret maior (alcançando valores de tamanho 10 vezes superior que os flocos de carvão). Ainda, a alta-resolução da análise microtomográfica mostrou que os flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ apresentam uma estrutura “esponjosa” e os flocos de carvão apresentam uma estrutura mais compacta.

Tabela 21. Caracterização dos flocos por microtomografia de Raios-X. Condições: energia = 50 kV, tempo de exposição = 12 s; tempo de varredura = 2 hr 30 min; tempo de reconstrução = 3 hr 30 min, resolução de reconstrução = 1 voxel (10 x 10 x 10) μm , resolução espacial = 10 μm .

	Densidade, gcm^{-3}	Conteúdo de água, %	Conteúdo de partículas, %	Diâmetro de Feret, μm
$\text{Fe}(\text{OH})_3$	1,10948	80,8	19,2	50-300
Carvão	2,89894	63,0	37,0	30

A Figura 42 mostra uma seção transversal de um total de 530 seções transversais da imagem de análise dos Raios-X de carvão (a) e $\text{Fe}(\text{OH})_3$ (b) obtida com a reconstrução da imagem em 3D a partir da imagem inicial de tomografia. Essa figura mostra que os flocos de carvão podem ser facilmente distinguidos, e os flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ tendem a formar agregados, aumentando seu tamanho. A região escura é o meio aquoso e a cor branca indica a seção do floco, sendo que quanto mais intensa essa cor, mais denso é o floco (menor porosidade) na seção transversal. O valor da densidade média obtida por Raios-X é próximo ao valor obtido por sedimentação livre obtido em outro trabalho (Carissimi e Rubio, 2005).

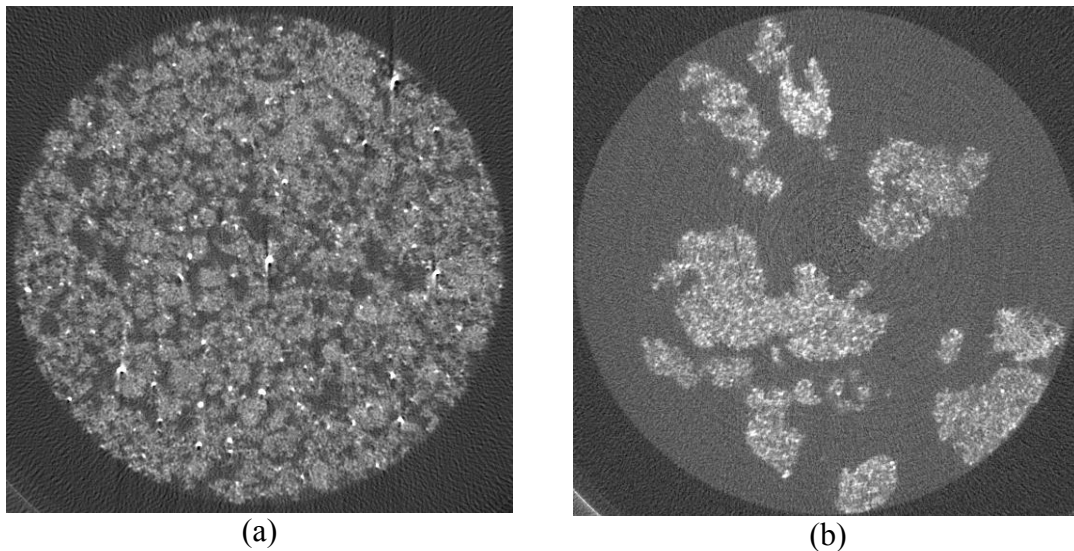


Figura 42. Seção transversal do carvão (a) e $\text{Fe}(\text{OH})_3$ (b) flocos da análise das imagens obtidas pela análise de Raios-X no software Image J. O diâmetro da circunferência é de 4 mm.

No caso dos flocos aerados, a técnica utilizada não permite estimar a densidade e quantidade de água dos flocos, devido ao elevado tempo de varredura da amostra (superior a 2 horas), o que acarretaria na ascensão e/ou coalescência das microbolhas, descaracterizando o floco aerado. Entretanto, esse parâmetro (menor em relação aos flocos não aerados) foi estimado em função da taxa de ascensão dos flocos e tamanho dos flocos e das microbolhas (discutido adiante).

Estudos de eficiência de floculação dos distintos polímeros

Poliacrilamidas de alto peso molecular foram avaliadas para a geração de flocos de carvão e de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ com uma concentração de 1 mgL^{-1} . Os resultados são mostrados na Tabela 22.

Tabela 22. Seleção do polímero de melhor eficiência na floculação de carvão e de $\text{Fe}(\text{OH})_3$.

Polímero	Carga	Turbidez residual – sistema de carvão, NTU	Turbidez residual – Sistema de $\text{Fe}(\text{OH})_3$, NTU
CD 650	Catiônico	12	4
CP 904	Catiônico	4	2
NF 201	Não-iônico	34	16
NF 301	Não-iônico	46	20
AF 314	Aniônico	52	23
AF 367	Aniônico	55	30

O polímero catiônico de alto peso molecular (CP904) foi selecionado através de estudos em teste de jarros como o polímero ótimo para a floculação dos colóides de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ e das partículas de carvão, apresentando a menor turbidez residual, e dessa forma, sendo selecionado para os estudos de floculação. Os flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ e carvão gerados com esse polímero foram maiores e mais resistentes quando comparados com as demais poliacrilamidas. Franks *et al.* (2005) apresentou resultados similares para a floculação de carvão com um polímero catiônico de alto peso molecular.

Flocos não-aerados

A velocidade de sedimentação dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função da concentração da poliacrilamida catiônica CP 904 e a taxa de sedimentação dos flocos no RGF e no RGF-S é mostrada na Figura 43. Os resultados da taxa de sedimentação para o RGF-S são menores em relação à taxa de sedimentação dos flocos formados somente no RGF, individualmente. Isso pode ser devido que os flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ são mais susceptíveis à ruptura no sistema serpentinado durante a floculação. O mesmo efeito é mostrado na Figura 44 e Figura 45, com concentrações de 58 e 86 mgL^{-1} de $\text{Fe}(\text{OH})_3$. Entretanto, a medida que a concentração de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ aumenta, a diferença entre a presença ou a ausência da serpentina (S) anteriormente ao RGF torna-se mais relevante. Em todos os casos, as taxas de sedimentação para as maiores dosagens de polímero (6-8 mgL^{-1}) foram muito similares, mostrando que maiores dosagens de floculante usadas neste trabalho, não promoveram maiores flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$. Como mostrado na Tabela 21, os flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ apresentam uma elevada porosidade (81% de água) o que pode aumentar a probabilidade de ruptura desses flocos durante o choque com as paredes da serpentina, devido ao seu tamanho grande e pela estrutura “esponjosa”. Normalmente, polímeros de alto peso molecular, como usados nesse trabalho, formam grandes flocos, porém menos compactos, tornando-os mais susceptíveis à ruptura.

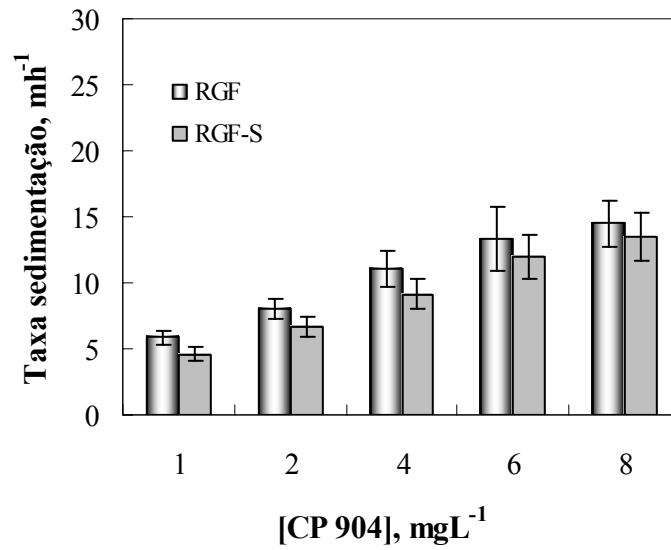


Figura 43. Taxa de sedimentação dos flocos de Fe(OH)₃ em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e do sistema de floculação. Condições: [Fe(OH)₃] = 19 mgL⁻¹, pH 7,5±0,5.

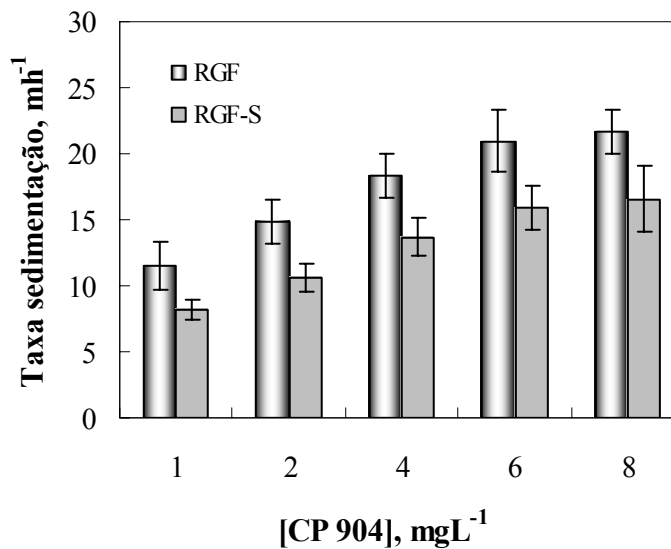


Figura 44. Taxa de sedimentação dos flocos de Fe(OH)₃ em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e do sistema de floculação. Condições: [Fe(OH)₃] = 58 mgL⁻¹, pH 7,5±0,5.

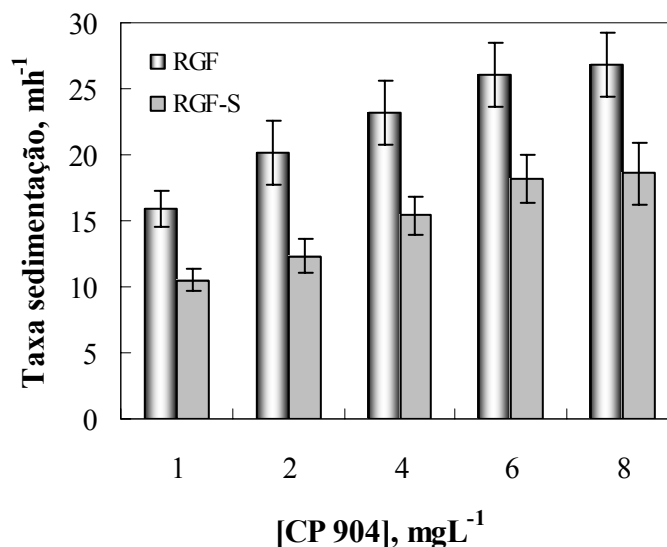


Figura 45. Taxa de sedimentação dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e do sistema de floculação. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 86 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$.

A Figura 46 mostra a taxa de sedimentação dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função da poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e da concentração de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ para os sistemas RGF e RGF-S. Os resultados mostram que para a maior concentração de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ e a maior concentração de polímero, ocorrem maiores taxas de sedimentação. O arraste hidráulico parece predominar neste caso, com a formação de uma “malha”, onde os flocos menores são aprisionados e arrastados pelos flocos maiores. O mesmo efeito é mostrado para o reator serpentinado (Figura 47), entretanto, com menores taxas de sedimentação devido à ruptura dos flocos no interior da serpentina. Os estudos de floculação no RGF individualmente formaram flocos mais “compactos” que são consolidados pelo movimento desordenado no reator tubular helicoidal.

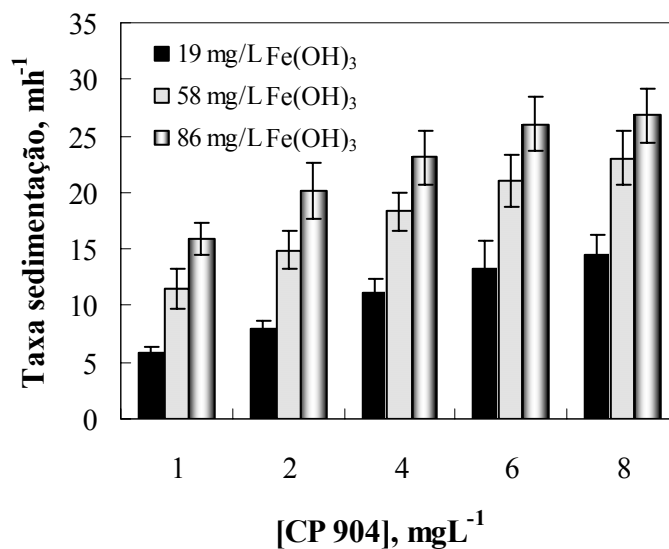


Figura 46. Taxa de sedimentação dos flocos de Fe(OH)₃ em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e da concentração de Fe(OH)₃, em pH 7,5±0,5 no RGF.

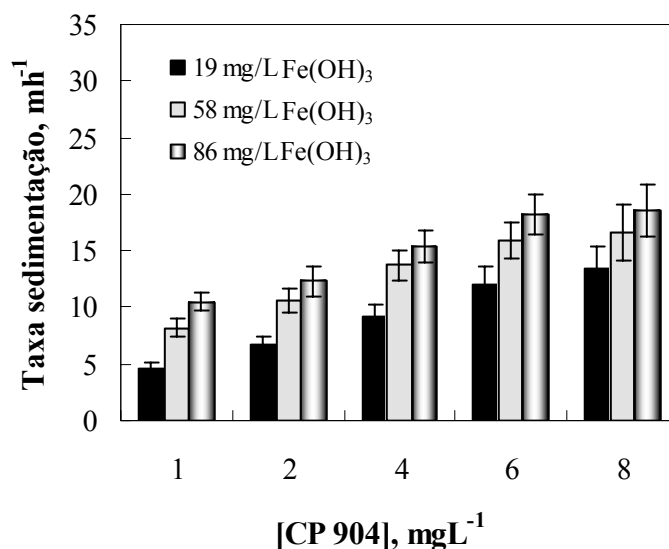


Figura 47. Taxa de sedimentação dos flocos de Fe(OH)₃ em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e da concentração de Fe(OH)₃, em pH 7,5±0,5 no RGF-S.

A eficiência de floculação dos colóides de Fe(OH)₃ através da avaliação de diferentes sistemas de floculadores é mostrada na Figura 48. Os sistemas RGF e o RGF-S foram avaliados para três concentrações de Fe(OH)₃ e uma concentração fixa de polímero de 1 mgL⁻¹. No reator serpentinado (RGF-S), ocorre a ruptura dos flocos de Fe(OH)₃,

acarretando em menores taxas de sedimentação (da ordem 10 mh^{-1} para a maior concentração de $\text{Fe}(\text{OH})_3$) quando comparada para o RGF individualmente, que se mostrou como a melhor configuração para a agregação do $\text{Fe}(\text{OH})_3$, alcançando taxas de sedimentação da ordem de 17 mh^{-1} para a maior concentração de $\text{Fe}(\text{OH})_3$. Novamente, a serpentina (S) promove na ruptura dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$.

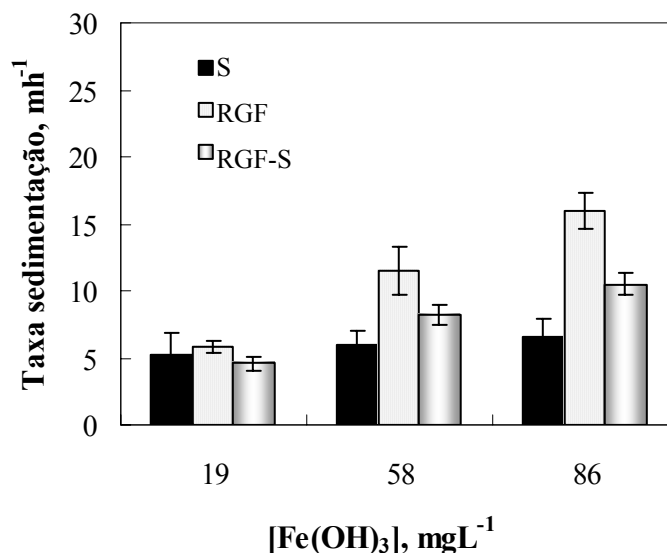


Figura 48. Taxa de sedimentação dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função do sistema de floculação e da concentração de $\text{Fe}(\text{OH})_3$, $[\text{CP904}] = 1 \text{ mgL}^{-1}$.

Floculação de suspensões de carvão

A velocidade de sedimentação dos flocos de carvão em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e a eficiência de floculação para os sistemas RGF e RGF-S é mostrada na Figura 49. Os resultados da taxa de sedimentação para o sistema agregação hidráulica RGF-S são maiores em relação ao RGF individualmente, para a geração de flocos de carvão. Isso pode ocorrer devido à melhor agregação do carvão durante a mistura deste com o polímero no interior da serpentina (S). O mesmo efeito é mostrado Figura 50 e Figura 51, com $1,5$ e 3 gL^{-1} de carvão.

Sabah e Cengiz (2004), e Sabah e Erkan (2006) apresentaram resultados similares para a agregação de carvão, porém com menores taxas de sedimentação (da ordem de 18 mh^{-1}) em relação a este trabalho. Estes autores postulam que o mecanismo de atração eletrostática localizada (patch) predomina em relação ao mecanismo de pontes poliméricas para o polímero catiônico, apesar da longa cadeia. Eles sugerem que as moléculas de polímero catiônico adsorvem de uma forma sobre a superfície das

partículas devido a forte atração eletrostática e a pequena habilidade do polímero formar pontes. O mecanismo de carga localizada é normalmente citado por produzir flocos relativamente pequenos e baixa taxa de sedimentação.

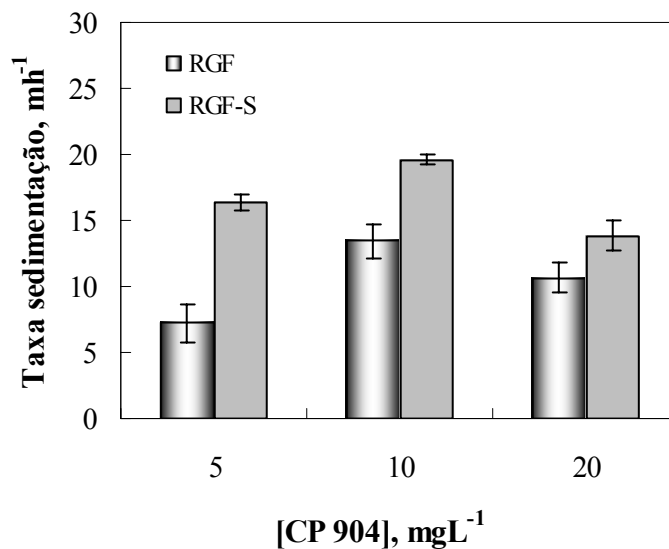


Figura 49. Taxa de sedimentação dos flocos de carvão em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e do sistema de floculação. Condições: [Carvão] = 0,5 gL⁻¹, pH natural 8,3±0,2.

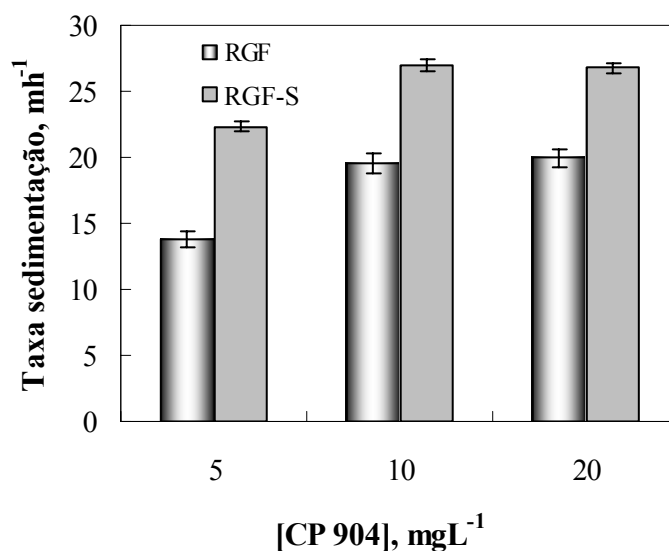


Figura 50. Taxa de sedimentação dos flocos de carvão em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e do sistema de floculação. Condições: [Carvão] = 1,5 gL⁻¹, pH natural 8,3±0,2.

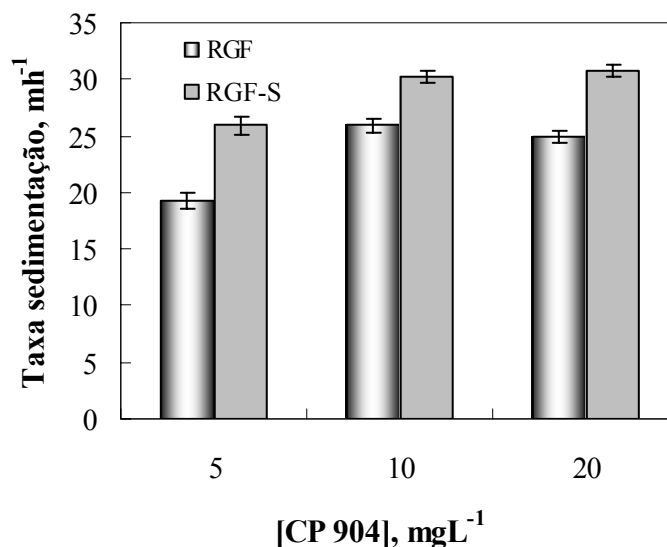


Figura 51. Taxa de sedimentação dos flocos de carvão em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e do sistema de floculação. Condições: [Carvão] = 3,0 gL⁻¹, pH natural 8,3±0,2.

A Figura 52 mostra a taxa de sedimentação dos flocos de carvão em função da concentração da poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e da concentração de partículas de carvão, para o RGF. Os resultados mostram que quanto maior a concentração de carvão, maior a taxa de sedimentação, porém, não há uma distinção entre as maiores dosagens de polímero (10 e 20 mgL⁻¹). O mesmo efeito é mostrado com o sistema RGF-S, entretanto, neste caso, há maiores taxas de sedimentação quando comparado com o RGF individualmente (Figura 53). Neste caso, devido a menor porosidade dos flocos de carvão (63% de água) e o menor tamanho desses flocos em relação aos de Fe(OH)₃, a serpentina auxilia a consolidar os flocos de carvão e aumentar a densidade específica, promovendo flocos resistentes e com maiores taxas de sedimentação em relação ao RGF individualmente.

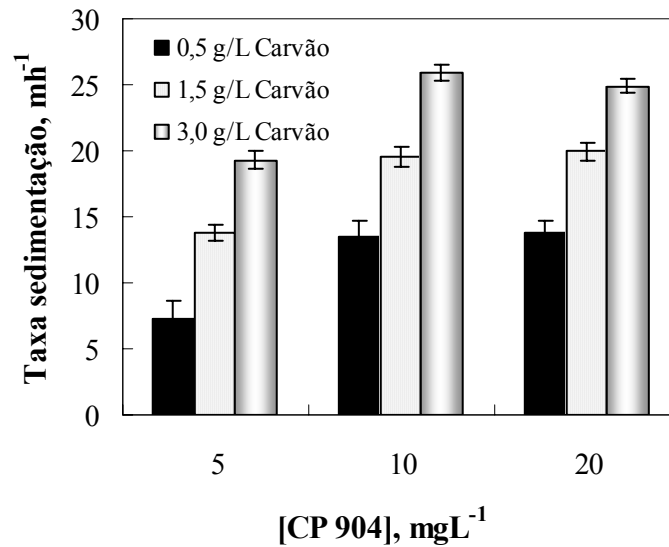


Figura 52. Taxa de sedimentação dos flocos de carvão em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e da concentração das partículas de carvão, em pH natural ($8,3 \pm 0,2$) no RGF.

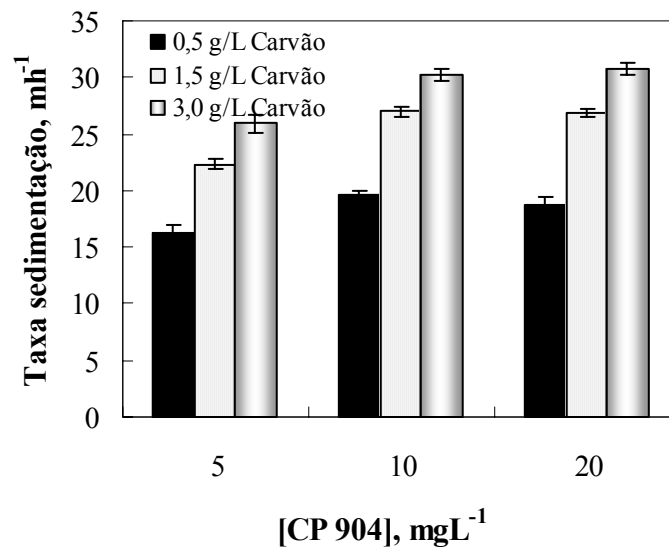


Figura 53. Taxa de sedimentação dos flocos de carvão em função da concentração de poliacrilamida catiônica de alto peso molecular [CP 904] e da concentração das partículas de carvão, em pH natural ($8,3 \pm 0,2$) no RGF-S.

A avaliação da eficiência de floculação do carvão através do emprego de diferentes sistemas de floculação hidráulica é mostrada na Figura 54. A serpentina (S), o RGF e o RGF-S foram avaliados para três distintas concentrações de carvão e uma concentração fixa de polímero CP 904 de 5 mgL^{-1} . A presença da serpentina proporcionou um melhoramento no crescimento dos flocos de carvão, atingindo velocidades de sedimentação da ordem de 25 mh^{-1} , que são maiores quando comparados com a S ou o

RGF sozinhos. O menor tamanho e a menor porosidade dos flocos de carvão quando comparados com os flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ podem explicar a melhor eficiência de floculação com o sistema RGF-S.

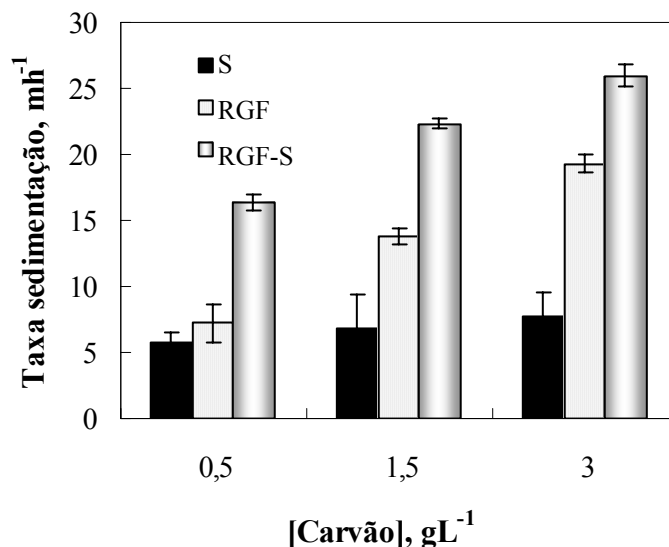


Figura 54. Taxa de sedimentação dos flocos de carvão em função do sistema de floculação e da concentração de partículas de carvão, $[\text{CP904}] = 5 \text{ mgL}^{-1}$.

Flocos Aerados

As taxas de ascensão dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função da taxa ar-sólidos, para o RGF-F e o RGF-S individualmente são mostradas nas Figura 55, Figura 56 e Figura 57 para as concentrações de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ de 19, 58 e 86 mgL^{-1} , respectivamente. A serpentina (S) promove a coalescência de bolhas o que é uma desvantagem para a flotação dos flocos, acarretando em menores taxas de ascensão quando comparados com as taxas de ascensão sem a presença do serpentinado. A taxa ar-sólidos é da mesma ordem de magnitude de trabalhos anteriores sobre a flotação de flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ (Carissimi e Rubio, 2005). A faixa da taxa de ar-sólidos $0,01$ a $0,05 \text{ mgmg}^{-1}$ nos sistemas de floculação em linha são explicadas devido a melhor eficiência de colisão, adesão e aprisionamento das microbolhas (30-70 micrômetros) (Rodrigues e Rubio, 2003) no interior ou na superfície dos flocos, o que não ocorre no processo convencional de flotação por ar dissolvido.

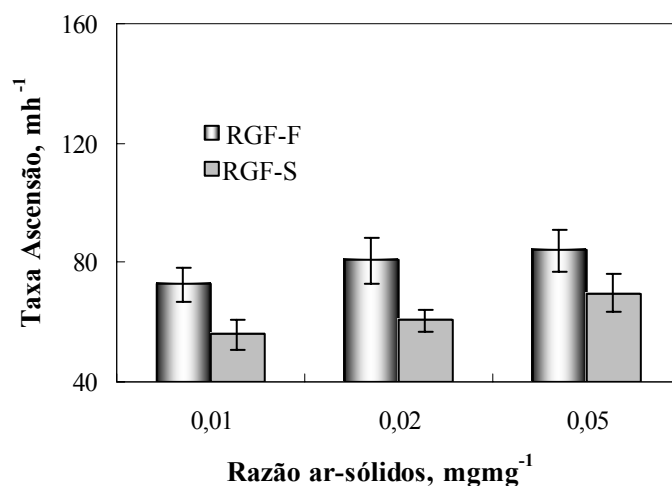


Figura 55. Taxa de ascensão dos flocos de Fe(OH)₃ em função da taxa ar-sólidos e do sistema de floculação. Condições: [Fe(OH)₃] = 19 mgL⁻¹, [CP904] = 1 mgL⁻¹, pH 7,5±0,5.

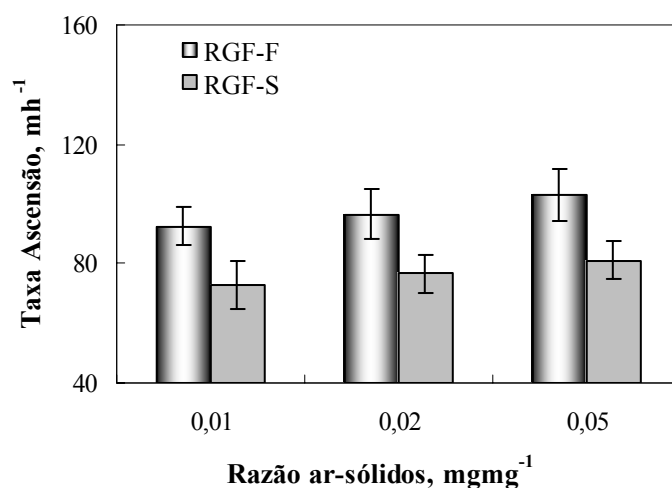


Figura 56. Taxa de ascensão dos flocos de Fe(OH)₃ em função da taxa ar-sólidos e do sistema de floculação. Condições: [Fe(OH)₃] = 58 mgL⁻¹, [CP904] = 1 mgL⁻¹, pH 7,5±0,5.

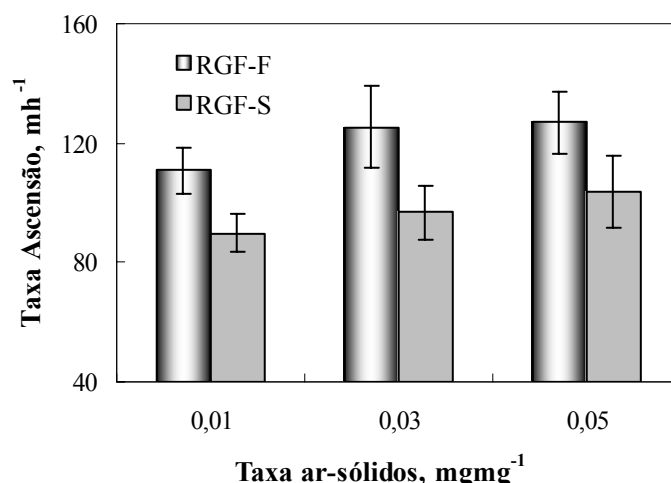


Figura 57. Taxa de ascensão dos flocos de Fe(OH)₃ em função da taxa ar-sólidos e do sistema de floculação. Condições: [Fe(OH)₃] = 86 mgL⁻¹, [CP904] = 1 mgL⁻¹, pH 7,5±0,5.

A Figura 58 mostra a taxa de ascensão dos flocos de Fe(OH)₃ em função da taxa ar-sólidos e da concentração de Fe(OH)₃ no RGF. Os resultados mostram que quanto maior a concentração de Fe(OH)₃, maior é a taxa de ascensão dos flocos. O mesmo efeito é mostrado para o sistema RGF-S (Figura 59), porém com menores taxas de ascensão de quando o RGF é usado sozinho.

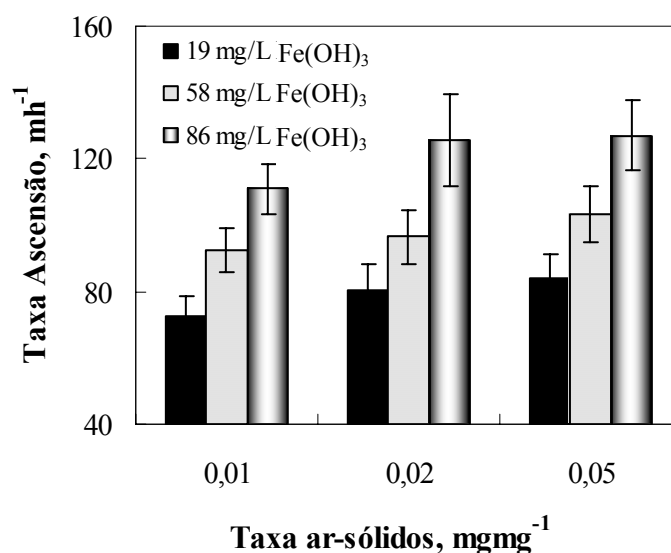


Figura 58. Taxa de ascensão dos flocos de Fe(OH)₃ em função da taxa ar-sólidos e da concentração de Fe(OH)₃. Condições: [CP904] = 1 mgL⁻¹, pH 7,5±0,5 no RGF.

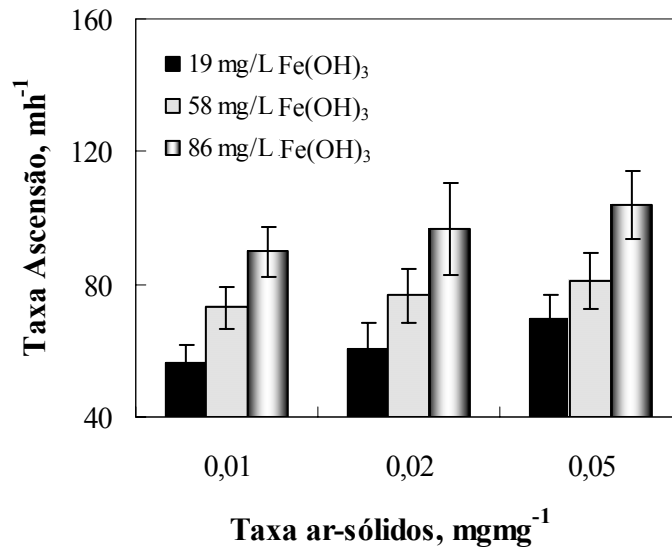


Figura 59. Taxa de ascensão dos flocos de Fe(OH)₃ em função da taxa ar-sólidos e da concentração de Fe(OH)₃. Condições: [CP904] = 1 mgL⁻¹, pH 7,5±0,5 no RGF-S.

Os resultados comparativos obtidos neste trabalho indicam que as taxas de separação dos flocos aerados são da ordem de cinco vezes maiores em relação à sedimentação dos flocos. A taxa de flotação dos flocos aerados (5–8 mm), alcançando valores da ordem de 100 mh⁻¹, resulta do volume de ar no interior da estrutura do floco acrescido do volume de bolhas aderidas na interface floco/água. Dessa forma, o cálculo do diâmetro equivalente das bolhas que forneceria tais valores de ascensão foi realizado e comparado com a velocidade de ascensão dos flocos formados no RGF (Figura 60).

Assim, o diâmetro de bolhas equivalente, calculado pela equação de Stokes para as taxas de ascensão de 67 a 140 mh⁻¹, resultaria em bolhas de ar com tamanhos entre 190 e 260 µm. O tamanho das microbolhas injetadas pelo processo FAD foram medidas experimentalmente (Rodrigues e Rubio, 2003), obtendo-se valores entre 30 e 70 µm. Portanto, a explicação mais plausível para esse fenômeno relaciona-se com o volume de ar no interior dos flocos, que diminui consideravelmente a densidade dos flocos de acordo com o número e o tamanho das bolhas aderidas e aprisionadas (Figura 61), cujas densidades oscilam entre 0,7 e 0,9 gcm⁻³, dependendo do tamanho do floco aerado e do tamanho da microbolha de ar. Ainda, esses valores, quando comparados ao sistema convencional de FAD são mais elevados, significando que o uso do RGF como um contator bolha/floco pode levar à sistemas com maior capacidade de flotação. Alguns autores (Haarhoff e Edzwald, 2001; Rubio *et al.*, 2002; Rubio, 2003; Rosa e Rubio,

2005; Carissimi e Rubio, 2005) elucidam esse fenômeno em termos da probabilidade das bolhas, oclusas ou aprisionadas, coalescerem no interior dos flocos.

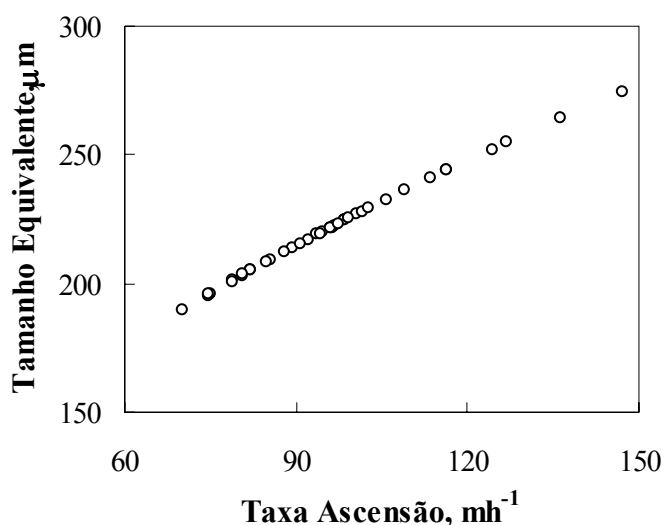


Figura 60. Tamanho de bolhas equivalente em função da taxa de ascensão dos flocos aerados. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{CP904}] = 1 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$; taxa ar-sólidos = $0,02 \text{ mgmg}^{-1}$.

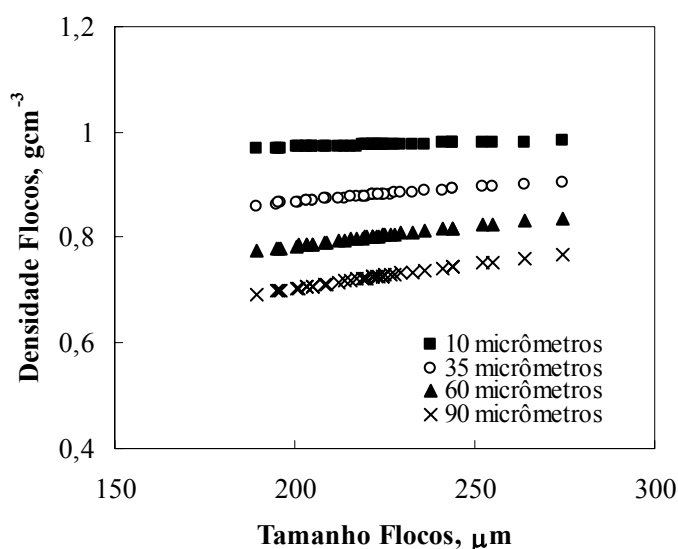


Figura 61. Densidade dos flocos em função do tamanho das bolhas e do tamanho dos flocos aerados. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{CP904}] = 1 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$; taxa ar-sólidos = $0,02 \text{ mgmg}^{-1}$.

O número de bolhas aderidas por floco, de acordo com o tamanho das bolhas e dos flocos é mostrada na Figura 62. Evidentemente, é mostrado que há um maior número de bolhas aderidas e/ou aprisionadas aos flocos para bolhas de menor tamanho, porém o

volume total de ar das bolhas é aumentado com o aumento do diâmetro da bolha (Figura 63).

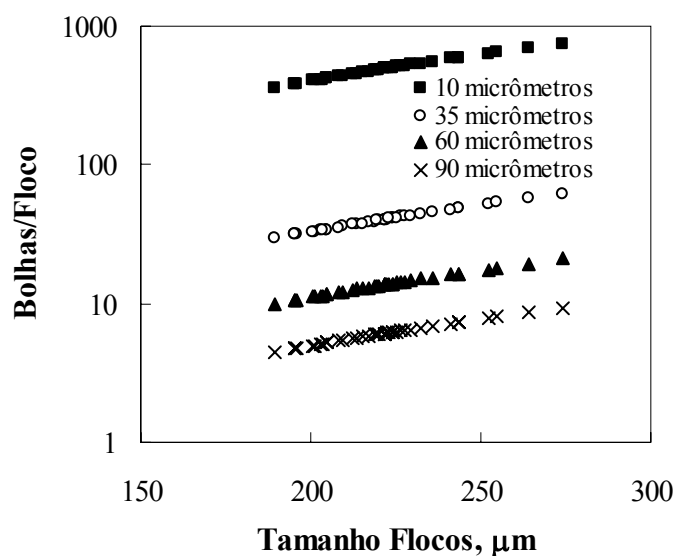


Figura 62. Número de bolhas aderidas e aprisionadas nos flocos aerados de acordo com o tamanho das bolhas e dos flocos. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{CP904}] = 1 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$; razão ar-sólidos = $0,02 \text{ mgmg}^{-1}$.

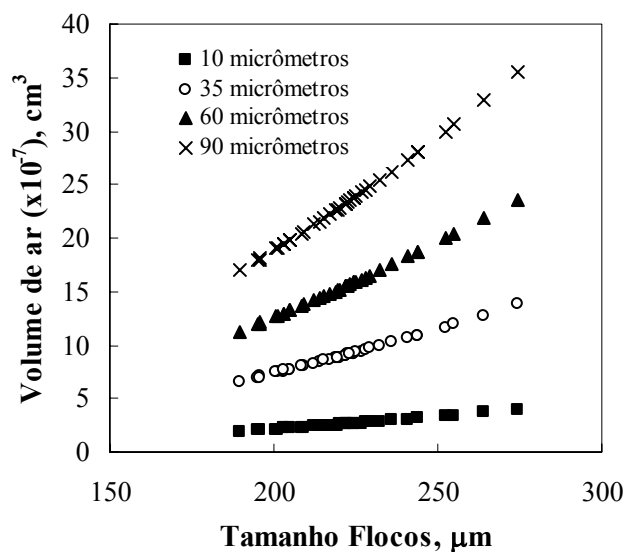


Figura 63. Volume total de ar das bolhas aderidas e aprisionadas nos flocos em função do tamanho das bolhas e dos flocos. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{CP904}] = 1 \text{ mgL}^{-1}$, $\text{pH } 7,5 \pm 0,5$; razão ar-sólidos = $0,02 \text{ mgmg}^{-1}$.

Nos estudos com o RGF-F, para a geração de flocos aerados, foram obtidas taxas de ascensão acima de 120 mh^{-1} para os flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$, entretanto, não foi possível a geração de flocos aerados para os flocos de carvão, provavelmente por apresentar uma estrutura mais compactada e densa o que dificulta o aprisionamento de ar no interior dos flocos.

5.1.3. Avaliação do efeito da torção e da curvatura na eficiência de geração de flocos no RGF

O efeito do passo (distância entre os anéis do RGF) e Re (nos três regimes de fluxo: laminar, intermediário e turbulento) e a influência na velocidade de sedimentação dos flocos de $Fe(OH)_3$ são mostrados na Figura 64. Para todos os casos avaliados, as maiores taxas de sedimentação foram de 14 a 3 mh^{-1} para o maior Re aplicado (8470) e sem passo entre os anéis do reator. Nos menores valores de Re (1695 e 4235), em todos os casos, a menor eficiência na taxa de agregação pode ser devido a baixa taxa de turbulência ou menor taxa de cisalhamento, o que é requerido para a formação dos flocos. Ainda, a medida que o passo aumenta (tendendo a estender o RGF até alcançar um formato linear), a diferença entre os números de Re para o mesmo passo aplicado decresce consideravelmente. Isso pode ser explicado pelo fato que estendendo o tubo, a mistura, devido as forças centrífugas, decresce e a diferença entre os números de Re também torna-se não tão significativo para a geração de flocos.

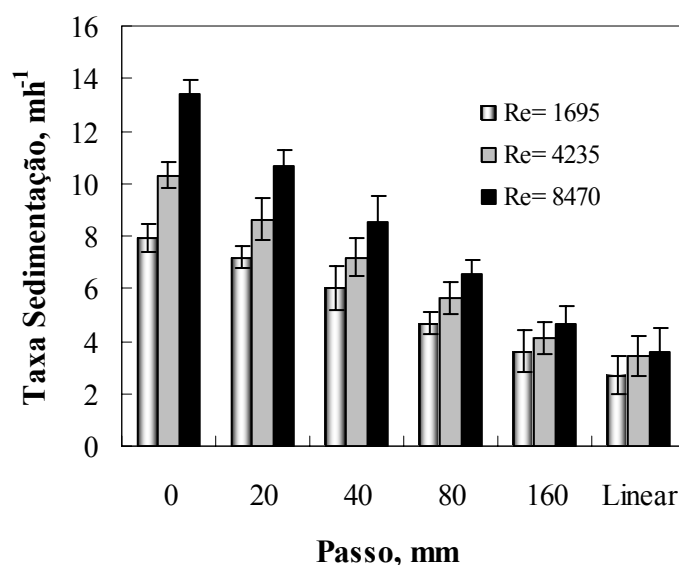


Figura 64. Taxa de sedimentação dos flocos em função do passo entre os anéis do RGF e o número de Re . Condições: $[Fe(OH)_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[CP 904] = 4 \text{ mgL}^{-1}$.

A Figura 65 mostra a taxa de sedimentação dos flocos em função da razão torção-curvatura (λ) e do número de Re . Os resultados, para todos os valores de Re avaliados, são similares e mostram que a taxa de sedimentação decresce a medida que λ aumenta, o que significa menores curvaturas e maiores valores do parâmetro de torção, tendendo a um tubo estendido. Esse fenômeno pode ser explicado pela baixa mistura, devido a ausência das forças centrífugas (fluxos secundários) à medida que o formato do tubo

tende à linearidade. As fotos dos flocos formados nas distintas condições são mostradas na Figura 66, onde se observa que para uma situação onde há maior curvatura (sem passo entre os anéis do RGF) os flocos do tubo oscilam entre 2-3 mm, e o tamanho dos mesmos é reduzido quando o passo é aumentado, até alcançar um ponto (formato linear) onde não há a formação de flocos. Ainda, é mostrado que a medida que a eficiência de floculação decresce, a cor amarelo-alarajanda torna-se mais evidente no meio aquoso.

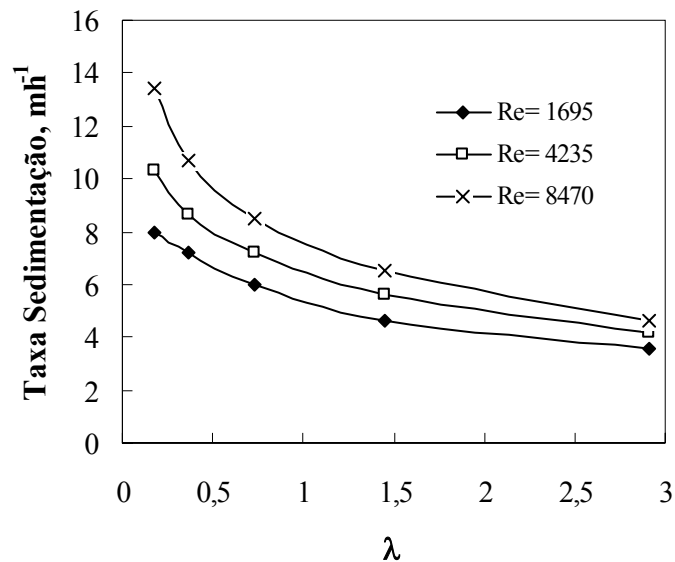


Figura 65. Taxa de sedimentação dos flocos em função da razão torção-curvatura (λ) e do número de Re. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{CP 904}] = 4 \text{ mgL}^{-1}$.

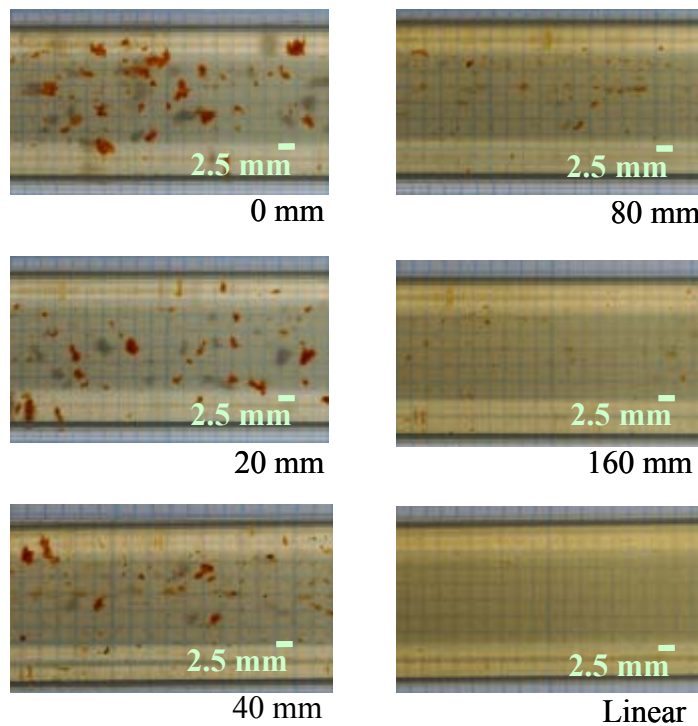


Figura 66. Geração de flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ em função do passo entre os anéis do RGF. Condições: $\text{Re} = 8470$, $[\text{CP 904}] = 4 \text{ mgL}^{-1}$. O passo e a escala estão mostradas no canto inferior direito de cada figura.

Os dados de sedimentação dos flocos em função da curvatura (δ) e do número de Reynolds são mostrados na Figura 67. Os resultados mostram que a taxa de sedimentação é aumentada a medida que o valor de δ aumenta (maior curvatura). Esses resultados podem ser explicados pela condição de maior mistura devido as forças centrífugas (fluxos secundários) à medida que o formato do tubo tende a ficar mais helicoidal. De acordo com alguns autores (Hüttl e Friedrich, 2000), a curvatura proporciona um maior efeito no fluxo secundário através de tubos curvos do que a torção, entretanto, a torção não pode ser completamente negligenciada.

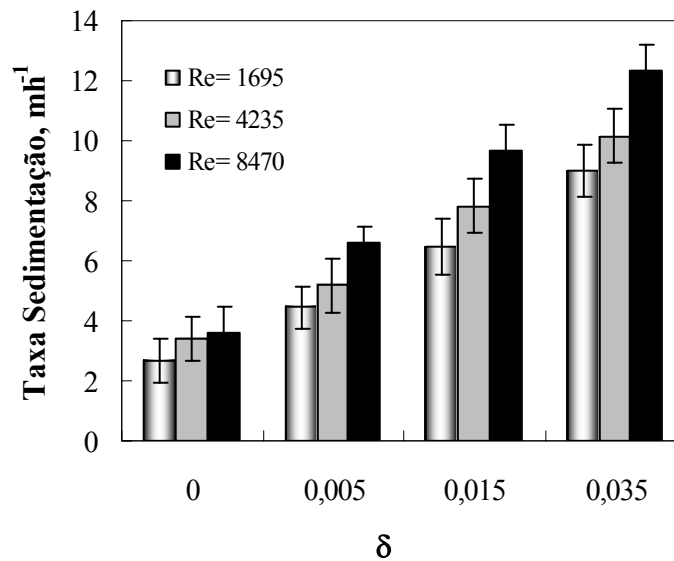


Figura 67. Taxa de sedimentação dos flocos em função da curvatura (δ) e do número de Re. Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mg L}^{-1}$, $[\text{CP 904}] = 4 \text{ mg L}^{-1}$, $\tau = 0,078$.

Alguns autores (Yamamoto, Yanase e Yoshida, 1994) estudaram numericamente o efeito da curvatura e da torção no fluxo hidráulico ao longo de um tubo helicoidal de seção transversal circular e os resultados mostraram que a torção apresenta efeitos no fluxo. Foi verificado que o duplo vórtice característico do fluxo secundário foi distorcido e se aproximando a um único vórtice $\beta_0 \geq 0,8$, quando $\text{Dn} = 100$ e $\delta = 0,01$. A Figura 68 mostra os resultados da taxa de sedimentação dos flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ para valores de β_0 abaixo e acima de 0,8 (dois e um vórtice de acordo com a investigação teórica desses autores). Neste caso, os resultados de sedimentação mostraram menores taxas em relação à outros estudos mostrados neste trabalho. Ainda, pelo aumento de β_0 , há uma pequena diferença entre os dados de sedimentação. Isso pode ser devido ao baixo número de Dn aplicado (o que significa menor turbulência), para usar os mesmos parâmetros e comparar com os estudos numéricos. Também, o aumento de β_0

representa uma maior torção (uma vez que a curvatura foi mantida constante, nesse caso). Esses dados confirmam o que alguns autores têm investigado sobre a menor influência da torção sobre o fluxo e seus efeitos secundários, e, a formação de flocos parece estar mais sensível ao número de Dn do que ao efeito de torção.

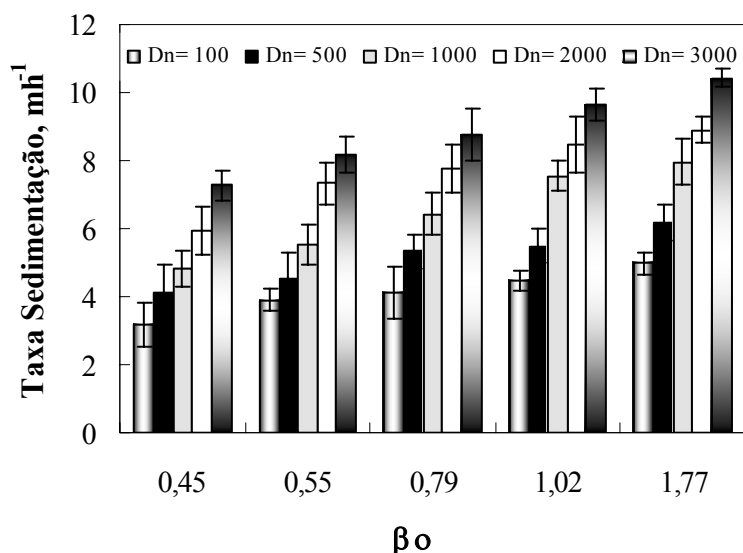


Figura 68. Taxa de sedimentação dos flocos em função do parâmetro de torção (β_o) e do número de Dean(Dn). Condições: $[\text{Fe}(\text{OH})_3] = 58 \text{ mgL}^{-1}$, $[\text{CP 904}] = 1 \text{ mgL}^{-1}$, $\delta = 0,010$.

A Figura 69 mostra o efeito do passo e do número de Re na velocidade de sedimentação dos flocos de carvão. Em todos os casos avaliados, as maiores velocidades de sedimentação variaram de 13 a 5 mh^{-1} para o maior Re aplicado (8470) e sem passo entre os anéis do reator. Em todos os casos, nos menores valores de Re (1695 e 4235), a menor eficiência de agregação pode ser devido à menor turbulência, requerida para a formação dos flocos. Ainda, a medida que o passo aumenta (tendendo a estender o RGF até um formato linear), a diferença entre os números de Re para o mesmo passo aplicado decresce consideravelmente. Isso pode ser devido ao fato que enquanto o tubo é linear, a mistura devido às forças centrífugas e a diferença entre os números de Re também torna-se insignificante para a geração de flocos. Ainda, é importante ressaltar que a medida que a torção aumenta, os limites de Re para os fluxos laminar, intermediário e turbulento, seguem a classificação de um tubo linear.

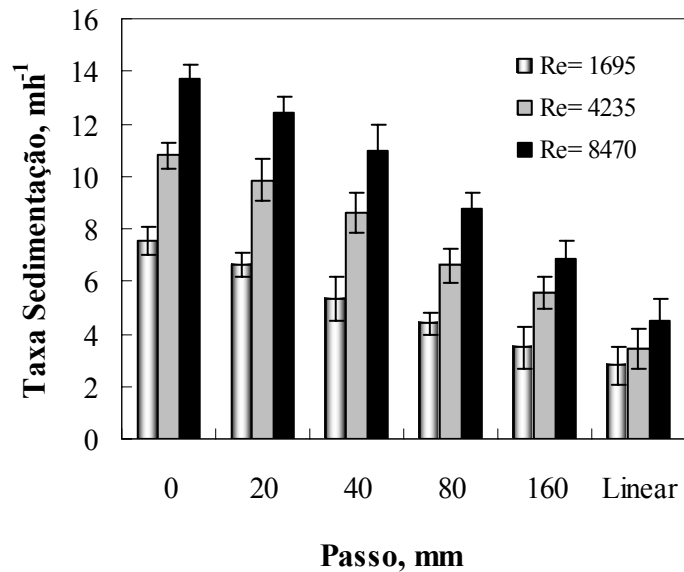


Figura 69. Taxa de sedimentação dos flocos de carvão em função do passo entre os anéis do reator e do número de Re. Condições: [Carvão] = 1,5 gL⁻¹, [CP 904] = 5 mgL⁻¹.

Uma comparação entre os flocos de Fe(OH)₃ e de carvão é mostrada na Figura 70. Os flocos de carvão apresentam uma maior taxa de sedimentação, devido a sua maior densidade (2,899 gcm⁻³), mas o comportamento para ambos os sistemas é similar, ou seja, com um aumento na velocidade de sedimentação quando o Re aumenta e alcança em torno de 8500 (fluxo turbulento para unidades helicoidais). Após esse valor, a taxa de sedimentação não é tão significativa para os valores avaliados na região turbulenta.

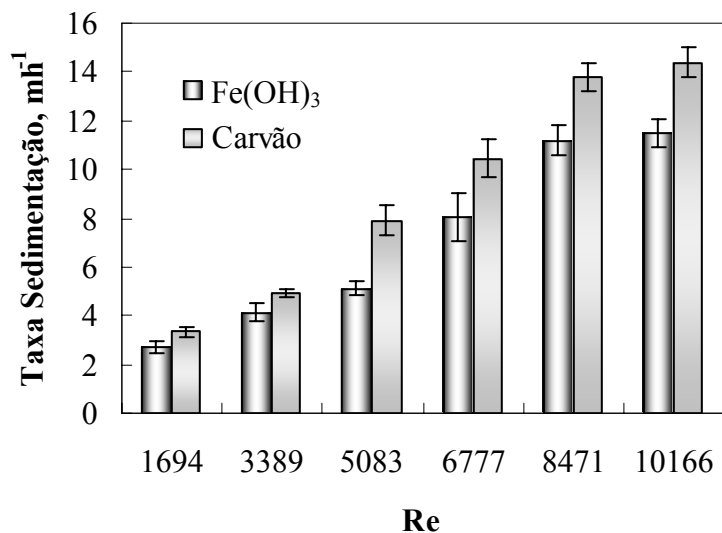


Figura 70. Taxa de sedimentação dos flocos de Fe(OH)₃ e carvão em função do número de Re. Condições: [CP904] = 1 mgL⁻¹, [Fe(OH)₃] = 58 mgL⁻¹ e [CP904] = 5 mgL⁻¹, [carvão] = 1,5 gL⁻¹, tempo de residência = 17 s.

5.2. Aplicações

5.2.1. Aplicação do RGF para desestabilização de óleos

A geração de efluentes oleosos é comum em muitos processos industriais (indústrias petroquímica, metalúrgica, extrativa, por exemplo), uma vez que os combustíveis fósseis, como o petróleo e seus subprodutos, são fonte de matéria-prima e geração de energia. A presença de óleos nos corpos hídricos resulta em prejuízos na aeração e iluminação natural, devido à formação de um filme insolúvel na superfície, causando efeitos nocivos sobre a fauna e a flora aquática (Rosa, 2002).

Quando dispersas, as gotas de óleo apresentam diâmetro entre 50 e 150 micrômetros, e podem ser removidas por processos gravitacionais. Contudo, a eficiência de separação depende da distribuição de tamanho das gotas e da presença ou não de agentes de estabilização. No caso de óleos emulsificados, o diâmetro e a distribuição do tamanho das gotas, situa-se abaixo de 50 micrômetros, sendo necessário o emprego de processos mais sofisticados tais como a centrifugação ou a flotação, associado ao uso de produtos químicos, para o tratamento.

O processo de flotação tem sido usado para a remoção de óleos emulsificados, principalmente através da flotação por ar dissolvido (FAD) e da flotação por ar induzido (FAI). Entretanto, esses processos são de cinética lenta (baixa capacidade), dificultando o emprego no tratamento de grandes volumes de efluentes e que requerem alta taxa de processamento.

Dessa forma, Rosa e Rubio (2005) desenvolveram uma tecnologia inovadora para o tratamento de efluentes oleosos por floculação e flotação em linha, denominado de FF. O sistema de floculação-flotação é composto por um “floculador serpentinado” que promove a geração de flocos poliméricos aerados que são removidos num tanque de separação. Os flocos são rapidamente formados no interior do floculador e apresentam uma densidade muito baixa devido ao ar que fica aprisionado nos flocos. Os estudos com a aplicação do FF mostraram elevada eficiência de remoção de óleo (> 90 %), com o emprego de polímeros floculantes de alto peso molecular.

Nesse estudo, foi avaliada a eficiência do emprego do RGF, como reator contator, para a desestabilização de emulsões óleo-água, com o emprego de uma poliacrilamida de alto peso molecular para a separação de fases.

Os dados de desestabilização da emulsão de óleo diesel empregando o polímero catiônico de alto peso molecular Flonex 9045TM é mostrado na Figura 71. Os resultados mostram que mesmo nas menores concentrações do polímero floculante (5 mgL⁻¹) são suficientes para desestabilizar a emulsão, atingindo eficiências de remoção de óleo acima de 90%. As concentrações de óleo residual ficaram em torno de 6-9 mgL⁻¹. A elevada cinética de separação é atribuída à elevada turbulência que é promovida no interior do RGF.

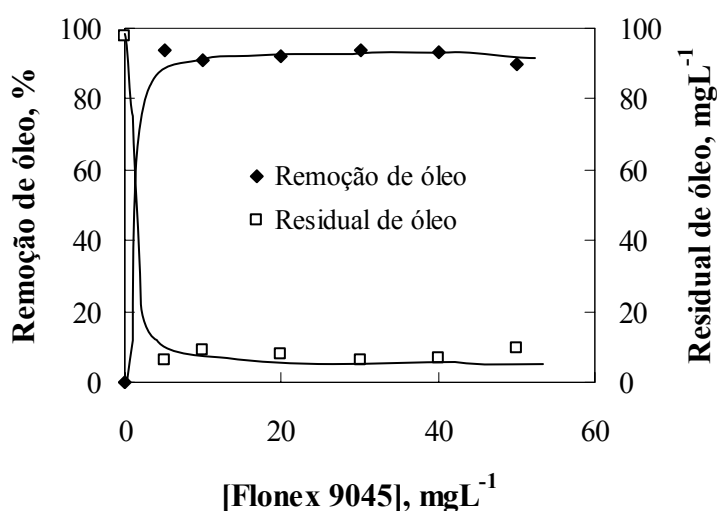


Figura 71. Desestabilização da emulsão de óleo diesel usando o polímero catiônico Flonex 9045. Condições: [emulsão o/w] = 100 mgL⁻¹, [lauril éter sulfato de sódio] = 1 mgL⁻¹, temperatura = 20°C, vazão de alimentação = 3 Lmin⁻¹.

Neste caso, o efeito de floculação na desestabilização da emulsão de óleo foi alcançado devido à elevada turbulência promovida no RGF com gradientes de velocidade acima de 1400 s⁻¹ (para uma vazão de alimentação de 3 Lmin⁻¹) (Carissimi e Rubio, 2005b). O lauril éter sulfato de sódio usado anteriormente ao polímero floculante permitiu atingir melhores resultados de remoção de óleo com baixas dosagens (Palanuwech e Coupland, 2003). Outros resultados de validação desta técnica de alta taxa estão em andamento.

5.2.2. Clarificação da água bruta para consumo doméstico

A sedimentação é a operação unitária mais comum no tratamento primário de águas de abastecimento, porém este processo demanda grandes áreas devido à baixa taxa de processamento. Com o crescimento das cidades, cada vez mais, torna-se imprescindível a adoção de tecnologias com maior capacidade de tratamento e com menor área

superficial ocupada, devido às menores áreas superficiais disponíveis nos grandes centros e a redução de custos com obras civis de grande porte.

Nesse item são expostos e discutidos os principais tópicos relacionados com a aplicação do RGF acoplado à célula FADAT, e a avaliação da eficiência de clarificação da água para consumo humano em termos de redução de turbidez e cor, numa Estação de Tratamento de Água de Porto Alegre. Foram avaliados diferentes reatores para agregação (taxas de aplicação) em diferentes taxas de reciclo na FADAT. Os resultados obtidos com o sistema RGF-FADAT são discutidos e comparados com os resultados obtidos no tratamento empregado pela ETA por coagulação-floculação-sedimentação.

5.2.2.1 Caracterização da água

Os parâmetros físicos, químicos e físico-químicos sobre a qualidade da água bruta na ETA São João são apresentados na Tabela 23. Os dados mostrados são os valores médios do mês de janeiro e fevereiro de 2005. Nos meses de verão, é comum a água bruta apresentar baixa turbidez e carga orgânica, devido principalmente à precariedade de chuvas, baixa velocidade de deságüe dos rios Jacuí, Caí, Sinos e Gravataí no delta do Guaíba e, conseqüentemente a deposição do material em suspensão no leito do lago. Além da presença de partículas minerais (argilas, óxidos e hidróxidos de alumínio e ferro, asbestos, sílica, etc.) e partículas orgânicas (vírus, bactérias, cistos protozoários, substâncias húmicas, algas cianofíceas, etc), as águas do lago Guaíba apresentam nutrientes oriundos de despejos domésticos e industriais que possibilitam o desenvolvimento de algas cianofíceas (tamanho entre 5 e 50 μm). Essas têm comprometido a qualidade da água tratada, conferindo odor e sabor que não são prontamente removidos durante o tratamento (Droste, 1997; DMAE, 2005; Acero *et al.*, 2005).

Outra característica importante na água bruta é a presença de mexilhões dourados (*Limnoperna fortunei*), oriundos da água de lastro de navios vindos do sudeste asiático (Magara *et al.*, 2001; Juras, 2003). Esses moluscos bivalves alteram o ecossistema natural das costas litorâneas e incrustam-se em tubulações, filtros e equipamentos de bombeamento das estações de tratamento de água causando sérios problemas operacionais, além da contaminação da água por sua mortandade e deterioração em massa (Silva *et al.*, 2002; Mansur *et al.*, 2003).

Tabela 23. Parâmetros físicos, químicos e físico-químicos sobre a qualidade da água bruta tratada na ETA. Fonte: Selau (2005).

Parâmetro	Água Bruta
pH	6,5
Turbidez, NTU	15
Cor, mgL ⁻¹ Pt-Co	55
Matéria Orgânica, mgL ⁻¹	5,0
Alcalinidade, mgL ⁻¹ de CaCO ₃	21
CO ₂ livre, mgL ⁻¹	11,8
Oxigênio Dissolvido, mgL ⁻¹	1,95
Temperatura, °C	27,6
*Sólidos Totais, mgL ⁻¹	167
*Sólidos Suspensos, mgL ⁻¹	141
*Sólidos Dissolvidos, mgL ⁻¹	26
*Condutividade, µScm ⁻¹	71,8
*Tensão Superficial, mNm ⁻¹	70,6
*Dureza Total, mgL ⁻¹ CaCO ₃	91,7

* Determinados no LTM-UFRGS.

5.2.2.2 Estudo da otimização da poliacrilamida no RGF

A eficiência de redução de turbidez em função da concentração da poliacrilamida SA920PWG é mostrada na Figura 72. Os resultados mostram que para as concentrações de 2 e 6 mgL⁻¹ ocorre um decréscimo na redução da turbidez ao longo do tempo de 60 minutos. Entretanto, a concentração de 4 mgL⁻¹ apresentou uma redução satisfatória e praticamente constante durante todo o período de ensaio, sendo adotada para os demais estudos. De fato, de acordo com Gregory (1988) e Biggs *et al.* (2000), 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 de floculante, eventualmente ocorre o processo contrário de restabilização das partículas (estabilização estérica).

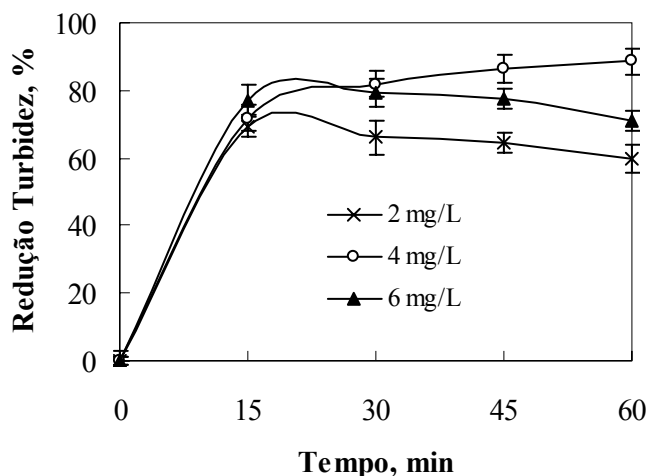


Figura 72. Redução de turbidez em função do tempo para diferentes concentrações da poliacrilamida SA920PWG. Condições do ensaio: vazão de alimentação = 5 Lmin^{-1} , taxa de reciclo = 40 %, pressão de saturação = 4 atm, RGF 1, pH $6,6 \pm 0,4$.

5.2.2.3 Redução de turbidez e cor com o sistema RGF-FADAT

A Tabela 24 mostra a eficiência de redução de turbidez e a turbidez residual em função do tempo para diferentes taxas de reciclo, com o uso do RGF 1. A maior eficiência de redução de turbidez ocorre para a taxa de reciclo de 30%. Para a taxa de reciclo de 20% não há uma boa redução de turbidez provavelmente devido ao número de bolhas geradas ser inferior ao requerido. O excesso de microbolhas, para as taxas de reciclo de 40 e 50% acaba prejudicando a flotação das partículas. Os resultados mostram uma perda de eficiência nos primeiros 30 minutos devido à entrada da água bruta com os flocos em suspensão, porém os resultados permanecem praticamente constantes até o período final de 120 minutos de ensaio, atingindo uma eficiência média de 87% de redução de turbidez para a taxa de reciclo de 30%. Embora todos os resultados de turbidez residual apresentem valor abaixo do máximo permitido de 5 unidades de turbidez (UT) pela Portaria 518 (2004), a taxa de reciclo de 30% apresenta os menores valores de turbidez, devido a maior eficiência de flotação. As taxas de reciclo de 20, 40 e 50% apresentam maiores valores residuais devido a não flotação de todos os flocos ou rompimento desses pelo excesso de microbolhas.

Tabela 24. Redução de turbidez e turbidez residual em função do tempo e da taxa de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 5 Lmin⁻¹, taxa de reciclo (rec.) = 20, 30, 40 e 50 %, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL⁻¹, RGF 1, pH 6,6 ± 0,4.

rec. tempo	Redução de turbidez, %				Turbidez residual, NTU			
	20%	30%	40%	50%	20%	30%	40%	50%
0 min	81,9	87,5	82,7	77,8	2,8	2,0	2,3	3,3
15 min	79,5	86,7	79,5	76,9	3,2	2,1	2,7	3,5
30 min	79,1	86,4	80,0	74,3	3,3	2,1	2,6	3,9
45 min	78,3	85,6	80,8	73,8	3,4	2,3	2,5	3,9
60 min	77,7	85,9	81,5	72,0	3,5	2,2	2,4	4,2
75 min	78,0	86,6	80,9	72,9	3,4	2,1	2,5	4,1

A floculação de partículas pode remover além de sólidos em suspensão outras substâncias decorrentes da degradação da matéria orgânica, e, ainda, auxiliar na redução de alguns poluentes, pesticidas, vírus (associados à matéria particulada orgânica e inorgânica) e íons metálicos naturais como o ferro e o manganês. Esses poluentes estão associados à cor aparente das águas, pois apresenta como agentes causadores substâncias húmicas e fúlvicas, as quais se apresentam sempre em estado coloidal (Leal e Libânio, 2002).

Outra considerável importância atribuída a agregação e separação por flotação está na remoção de cistos e oocistos de protozoários, sobre os quais a ação dos desinfetantes mais comumente utilizados não se apresenta de forma muito eficiente (Gregor *et al.*, 2002). O monitoramento do parâmetro cor é de fundamental importância nas ETAs, pois implicitamente está associado aos produtos da decomposição da matéria orgânica, precursores de substâncias potencialmente carcinogênicas, quando essa água é desinfetada por compostos inorgânicos de cloro (Leal e Libânio, 2002). A Tabela 25 mostra os resultados de redução de cor e cor residual em função do tempo de ensaio e da taxa de reciclo.

Os resultados mostram que de uma maneira geral, as maiores taxas de reciclo (50%) são mais eficientes na redução da cor. Provavelmente, isso deve-se ao maior número de bolhas disponíveis para a flotação da matéria coloidal em suspensão. Os mecanismos de redução da matéria orgânica dissolvida, e conseqüentemente da cor, ocorre por mecanismos similares ao da redução da turbidez, ou seja, através de mecanismos de

adsorção-neutralização de cargas, varredura, e formação de pontes poliméricas quando empregado polímeros flocculantes. Assim, são formados agregados com tamanhos compatíveis para serem removidos por microbolhas de ar (30-70 μm), geradas pelo processo de flotação por ar dissolvido (Rodrigues e Rubio, 2003). Os resultados de cor aparente residual mostram que em todos os casos a cor residual está abaixo de 15 unidades Hazen, (limite máximo da Portaria 518, 2004). Nas melhores condições (50 % de taxa de reciclo) o resultado médio é de 7 unidades Hazen de cor residual. A água de saída dos decantadores da ETA apresenta uma cor residual média de 10 Hz (Selau, 2005), ou seja, os valores obtidos com o sistema RFG-FADAT, nesse caso, estão próximos aos valores encontrados na água de saída dos decantadores.

Tabela 25. Redução de cor e cor residual em função do tempo e da taxa de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 5 Lmin^{-1} , taxa de reciclo (rec.) = 20, 30, 40 e 50 %, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL^{-1} , RGF 1, pH $6,6 \pm 0,4$.

rec. tempo	Redução de cor %				Cor residual, Hz			
	20%	30%	40%	50%	20%	30%	40%	50%
0 min	51,8	51,7	62,7	72,7	13,5	14,0	9,5	7,5
15 min	46,4	63,8	64,7	72,7	15,0	10,5	9,0	7,5
30 min	50,0	65,5	52,9	72,7	14,0	10,0	12,0	7,5
45 min	50,0	63,8	78,4	70,9	14,0	10,5	5,5	8,0
60 min	50,0	62,1	76,5	63,6	14,0	11,0	6,0	10,0
75 min	50,0	55,2	76,5	65,5	14,0	13,0	6,0	9,5

A Tabela 26 mostra a eficiência de redução de turbidez e turbidez residual em função do tempo para diferentes taxas de reciclo (20, 30, 40 e 50%), com o uso do RGF 2. A maior eficiência de redução de turbidez ocorre para a taxa de reciclo de 30%. Para a taxa de reciclo de 20% não há uma boa redução de turbidez provavelmente devido ao menor número de bolhas geradas, de forma comparativa às outras faixas. O excesso de microbolhas, para as taxas de reciclo de 40 e 50% possivelmente prejudica a flotação das partículas. Os resultados mostram que há uma perda de eficiência nos primeiros 30 minutos devido à entrada da água bruta com os flocos em suspensão, porém os resultados permanecem praticamente constantes até o período final de 120 minutos de ensaio, atingindo uma eficiência média de 77% de redução de turbidez. Embora todos os resultados de turbidez residual apresentem valor abaixo do máximo permitido de 5 UT pela Portaria 518 (2004), a taxa de reciclo de 30% apresenta os menores valores de

turbidez residual, devido a maior eficiência de flotação. As taxas de reciclo de 20, 40 e 50% apresentam maiores valores residuais devido a não flotação de todos os flocos ou rompimento desses pelo número excessivo de microbolhas, que podem causar um turbilhamento do sistema e acabam prejudicando a flotação dos flocos.

Tabela 26. Redução de turbidez e turbidez residual em função do tempo e da taxa de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 10 Lmin⁻¹, taxa de reciclo (rec.) = 20, 30, 40 e 50 %, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL⁻¹, pH 6,6 ± 0,4.

rec. tempo	Redução de turbidez, %				Turbidez residual, NTU			
	20%	30%	40%	50%	20%	30%	40%	50%
0 min	70,2	76,0	74,9	69,5	3,4	2,1	2,2	3,1
15 min	70,8	75,6	72,1	70,3	3,3	2,2	2,5	3,1
30 min	69,0	76,9	71,9	68,1	3,5	2,1	2,5	3,3
45 min	67,7	75,6	71,9	64,8	3,6	2,2	2,5	3,6
60 min	67,6	75,7	71,6	66,7	3,6	2,2	2,5	3,4
75 min	65,8	76,4	73,9	65,4	3,8	2,1	2,3	3,6

Nos estudos onde foi aplicada de uma vazão de 10 Lmin⁻¹ e o RGF 2, a redução de cor foi praticamente constante (50 %) em todas as taxas de reciclo (Tabela 27). Os resultados mostram que os valores de redução apresentam maior estabilidade a partir dos 75 minutos de ensaio. A cor residual em função do tempo em todos os casos os valores ficaram abaixo de 12,5 Hz, e conseqüentemente inferiores ao valor máximo permitido pela Portaria 518 (2004) de 15 Hz. Os resultados obtidos foram semelhantes aos obtidos no tratamento por sedimentação na estação São João de 10 unidades Hazen.

Tabela 27. Redução de cor e cor residual em função do tempo e da taxa de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 10 Lmin⁻¹, taxa de reciclo (rec.) = 20, 30, 40 e 50%, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL⁻¹, pH 6,6 ± 0,4.

rec. tempo	Redução de cor %				Cor residual, Hz			
	20%	30%	40%	50%	20%	30%	40%	50%
0 min	56,3	56,5	56,1	61,9	10,5	10,0	9,0	8,0
15 min	58,3	52,2	56,1	57,1	10,0	11,0	9,0	9,0
30 min	52,1	54,3	56,1	52,4	11,5	10,5	9,0	10,0
45 min	47,9	50,0	56,1	50,0	12,5	11,5	9,0	10,5
60 min	52,1	50,0	53,7	47,6	11,5	11,5	9,5	11,0
75 min	47,9	52,2	53,7	50,0	12,5	11,0	9,5	10,5

A Tabela 28 mostra a eficiência de redução de turbidez e a turbidez residual em função do tempo para diferentes taxas de reciclo (20, 30, 40 e 50%), com o uso do RGF 3. A maior eficiência de redução de turbidez ocorre para a taxa de reciclo de 30%. Para a taxa de reciclo de 20% não há uma boa redução de turbidez provavelmente devido ao número de bolhas geradas ser inferior ao requerido. O excesso de microbolhas, para as taxas de reciclo de 40 e 50% acaba prejudicando a flotação dos flocos.

Os resultados mostram uma perda de eficiência nos primeiros 30 minutos devido à entrada da água bruta com os flocos em suspensão, porém os resultados permanecem praticamente constantes até o período final de 120 minutos de ensaio, atingindo uma eficiência média de 75% de redução de turbidez. Embora todos os resultados da turbidez residual em função do tempo apresentem valor abaixo do máximo permitido de 5 UT pela Portaria 518 (2004), a taxa de reciclo de 40% apresenta os menores valores de turbidez residual (~ 3,0 NTU), devido a maior eficiência de flotação. As taxas de reciclo de 20 e 30 % apresentam maiores valores residuais devido a não flotação de todos os flocos, e no caso de 50 % de taxa de reciclo, pode ocorrer o rompimento desses pelo excesso de microbolhas, que aumentam o turbilhonamento no interior da célula. Nessa condição, com o emprego do RGF 3 (taxa de aplicação de $10 \text{ m}^3\text{m}^{-2}\text{h}^{-1}$), a turbidez residual fica em média 1 unidade acima do normalmente obtido pela ETA.

Tabela 28. Redução de turbidez e turbidez residual em função do tempo e da taxa de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 15 Lmin^{-1} , taxa de reciclo (rec.) = 20, 30, 40 e 50 %, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL^{-1} , RGF 3, pH $6,6 \pm 0,4$.

rec. tempo	Redução de turbidez, %				Turbidez residual, NTU			
	20%	30%	40%	50%	20%	30%	40%	50%
0 min	71,6	75,0	71,2	65,7	3,8	2,9	3,6	4,6
15 min	70,3	75,9	71,7	64,4	4,0	2,8	3,5	4,7
30 min	69,7	73,8	70,4	65,5	4,1	2,9	3,8	4,6
45 min	68,2	75,5	65,1	64,8	4,3	3,5	3,5	4,7
60 min	68,1	71,1	65,4	62,8	4,3	3,4	4,1	4,9
75 min	68,2	73,1	65,3	63,5	4,3	3,4	3,9	4,8

A redução de cor e a cor residual em função do tempo e da taxa de reciclo são mostradas na Tabela 29. Como observado para a vazão de 5 Lmin^{-1} , as maiores taxas de

redução estão para as maiores taxas de reciclo, devido principalmente ao maior número de bolhas, o que facilita a flotação do material floculado.

Tabela 29. Redução de cor e cor residual em função do tempo e da taxa de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 15 Lmin⁻¹, taxa de reciclo (rec.) = 20, 30, 40 e 50 %, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL⁻¹, RGF 3, pH 6,6 ± 0,4.

rec. tempo	Redução de cor %				Cor residual, Hz			
	20%	30%	40%	50%	20%	30%	40%	50%
0 min	56,3	56,5	56,1	61,9	10,5	10,0	9,0	8,0
15 min	58,3	52,2	56,1	57,1	10,0	11,0	9,0	9,0
30 min	52,1	54,3	56,1	52,4	11,5	10,5	9,0	10,0
45 min	47,9	50,0	56,1	50,0	12,5	11,5	9,0	10,5
60 min	52,1	50,0	53,7	47,6	11,5	11,5	9,5	11,0
75 min	47,9	52,2	53,7	50,0	12,5	11,0	9,5	10,5

Os valores residuais médios de cor estão em torno de 8 Hz, abaixo dos valores médios de cor residual analisados para a água de saída dos decantadores na ETA São João (10 Hz), e inferiores aos limites estabelecidos pela Portaria 518 (2004).

Os RGFs 1 e 2 apresentaram uma turbidez residual similar (em torno de 2 NTU) e o RGF 3 (maior taxa de aplicação) uma turbidez maior (3 NTU). Todos os valores da turbidez residual foram abaixo dos padrões de qualidade para consumo humano (5 NTU), de acordo com a Portaria 518 (2004) e similares aos valores médios obtidos no processo convencional de floculação-sedimentação (2 NTU). As principais vantagens encontradas com o processo de flotação utilizando o RGF foram a maior capacidade de processamento hidráulico e o curto tempo de residência (necessitando uma pequena área superficial), como mostrado na Tabela 30.

Tabela 30. Tempo de floculação, taxa de aplicação e área requerida usando os processos de flotação (RGF) e sedimentação.

	Sedimentação	RGF 1	RGF 2	RGF 3
Tempo de floculação, s	4032	18	35	53
Taxa de aplicação, m ³ m ⁻² h ⁻¹	3,5	3,3	6,7	10
Área superficial requerida, m ²	2032	2162	1079	720

5.2.2.4 Avaliação das condições hidrodinâmicas do RGF

A Figura 73 mostra a redução de turbidez em função do tempo, com redução gradual ou não do gradiente de velocidade (G). Os resultados mostram que o RGF sem redução do G apresentou melhores resultados (87 % de redução de turbidez) em relação ao RGF com redução gradual do G (82 % de redução de turbidez). Provavelmente o maior tempo de contato das partículas presentes na água bruta aumentou o número de colisões com as paredes internas do reator helicoidal rompendo os flocos formados e prejudicando a eficiência de separação.

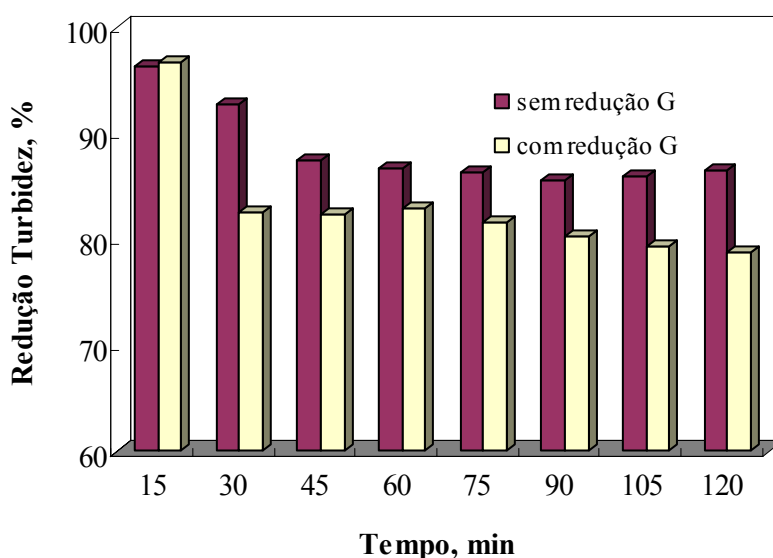


Figura 73. Redução de turbidez com redução gradual do G. Condições: vazão de alimentação = 5 Lmin⁻¹, taxa de reciclo = 30 %, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL⁻¹, pH 6,6 ± 0,4.

A Figura 74 mostra a redução de cor em função do tempo, com redução gradual ou não do gradiente de velocidade (G). Nesse caso, devido ao estado coloidal e dissolvido das substâncias causadoras da cor, a eficiência de redução da cor não foi significativa pela

redução ou não do gradiente de velocidade, mantendo-se uma redução em torno de 65-70%, para ambos os casos.

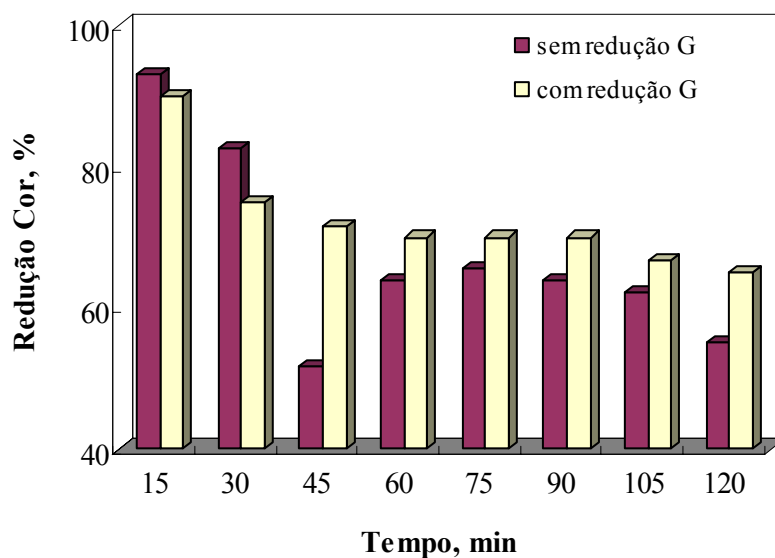


Figura 74. Redução de cor com redução gradual do G. Condições: vazão de alimentação = 5 Lmin^{-1} , taxa de reciclo = 30 %, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL^{-1} , pH $6,6 \pm 0,4$.

A Figura 75 mostra a redução de turbidez em função do G aplicado no RGF. Os resultados mostram que no maior gradiente de velocidade aplicado (1800 s^{-1}), ocorreu maior redução de turbidez ao longo do período de ensaio (em torno de 87%). Para os menores valores de G (460 e 200 s^{-1}), não há uma boa condição hidrodinâmica para formação dos flocos e conseqüentemente, não ocorrendo remoção das partículas suspensas.

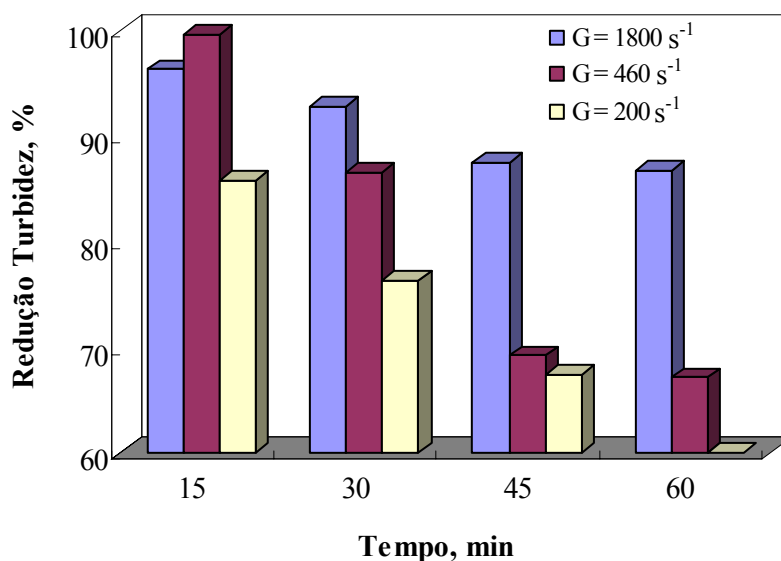


Figura 75. Redução de turbidez em função do gradiente de velocidade aplicado. Condições do ensaio: vazão de alimentação = 5 Lmin⁻¹, taxa de reciclo = 30 %, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL⁻¹, pH 6,6 ± 0,4.

Os resultados de redução de cor em função do gradiente de velocidade aplicado são apresentados na Figura 76. Os resultados mostram que praticamente não há uma diferença significativa de redução de cor entre os gradientes de velocidade de 1800 e 460 s⁻¹, mantendo-se num intervalo entre 55-65%.

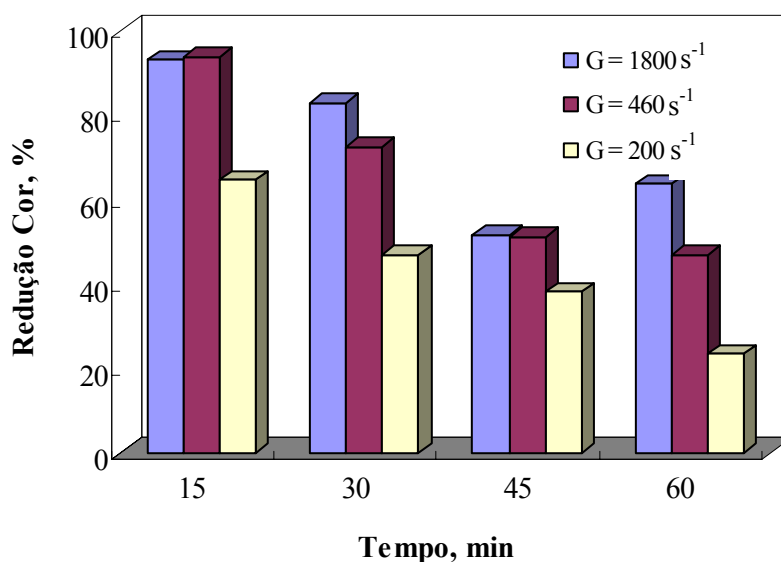


Figura 76. Redução de cor em função do gradiente de velocidade aplicado. Condições do ensaio: vazão de alimentação = 5 Lmin⁻¹, taxa de reciclo = 30 %, pressão de saturação = 4 atm, [AS 920 PWG] = 4 mgL⁻¹, pH 6,6 ± 0,4.

5.2.3. Tratamento e reúso da água de lavagem de veículos

Outra importante fonte de despejo de efluentes líquidos é o setor de lavagem de veículos (ônibus, carros e caminhões). No Brasil, são cerca de 32.700 postos de combustíveis, sendo que 47% encontram-se no Sudeste, 21% no Sul, 17% no Nordeste e 10% na região Centro-oeste. Estima-se que 75% deles têm postos de lavagem. O consumo de água é de cerca de 3 milhões e 700 mil metros cúbicos por mês, o equivalente ao que uma cidade de 600 mil habitantes consome em 30 dias. Em Porto Alegre, são 480 postos de lavagem, incluindo postos de gasolina, empresas de ônibus, transportadoras e revendas de carros.

Nesse estudo, cujos resultados estão descritos abaixo, foi avaliado a aplicação do Reator Gerador de Flocos (RGF) na clarificação (redução de turbidez, cor e sólidos em suspensão) das águas oriundas da lavagem de ônibus (Empresa Viamão S.A.) visando o reúso/reaproveitamento das mesmas.

A Tabela 31 mostra a eficiência de redução de turbidez e turbidez residual em função do tempo para diferentes pressões de saturação (3 a 6 atm), com o uso do RGF 1. Nesse caso, todos os ensaios demonstraram eficiência na redução de turbidez, mantendo-se as mesmas condições em praticamente todo o período de realização do ensaio.

Tabela 31. Redução de turbidez e turbidez residual em função do tempo e da pressão de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 10 Lmin⁻¹, taxa de reciclo (rec.) = 80 %, pressão de saturação = 3, 4, 5 e 6 atm, [PAC] = 0,4 mL⁻¹, [Flonex 7011] = 0,02 mL⁻¹, pH 7,5 ± 0,5.

tempo	Redução de turbidez, %				Turbidez residual, NTU			
	3 atm	4 atm	5 atm	6 atm	3 atm	4 atm	5 atm	6 atm
0 min	99	100	99	96	6,6	2,5	4,8	4,5
15 min	99	100	99	97	4,7	1,5	4,3	3,5
30 min	99	100	99	97	6,2	2,2	4,6	3,1
45 min	100	100	100	98	3,4	2,7	2,9	1,7
60 min	99	100	100	98	4,2	2,0	3,2	2,6
75 min	100	100	100	98	2,0	3,2	3,1	2,4
90 min	100	100	100	97	2,8	2,7	3,2	3,1

O processo de agregação de partículas pode remover além de sólidos em suspensão outras substâncias decorrentes da degradação da matéria orgânica, e, ainda, auxiliar na redução de alguns poluentes associados à matéria particulada orgânica e inorgânica e

íons metálicos naturais como o ferro e o manganês. Nos ensaios de aplicação de uma vazão de 10 Lmin⁻¹ e o RGF 1, a redução de cor foi praticamente constante em todas as pressões de saturação (Tabela 32). A cor residual em função do tempo em todos os casos os valores ficaram abaixo de 22 Hz.

Tabela 32. Redução de cor e cor residual em função do tempo e da pressão de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 10 Lmin⁻¹, taxa de reciclo (rec.) = 80 %, pressão de saturação = 3, 4, 5 e 6 atm, [PAC] = 0,4 mL⁻¹, [Flonex 7011] = 0,02 mL⁻¹, pH 7,5 ± 0,5.

tempo	Redução de cor, %				Cor residual, NTU			
	3 atm	4 atm	5 atm	6 atm	3 atm	4 atm	5 atm	6 atm
0 min	100	99	99	98	2	9	15	28
15 min	100	99	99	97	18	11	17	18
30 min	100	99	99	96	13	12	16	18
45 min	100	100	100	98	12	9	19	19
60 min	100	99	98	98	13	10	18	22
75 min	98	100	98	98	13	10	16	19
90 min	100	100	99	97	12	11	16	22

A Tabela 33 mostra a eficiência de redução de turbidez e a turbidez residual em função do tempo para diferentes pressões de saturação (3 a 6 atm), com o uso do RGF 2. A maior eficiência de redução de turbidez ocorre para a pressão de saturação de 4 atm. O excesso de microbolhas, para a pressão de saturação de 6 atm acaba prejudicando a flotação dos flocos.

Tabela 33. Redução de turbidez e turbidez residual em função do tempo e da pressão de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 23 Lmin⁻¹, taxa de reciclo (rec.) = 80 %, pressão de saturação = 3, 4, 5 e 6 atm, [PAC] = 0,4 mLL⁻¹, [Flonex 7011] = 0,02 mLL⁻¹, pH 7,5 ± 0,5.

tempo	Redução de turbidez, %				Turbidez residual, NTU			
	3 atm	4 atm	5 atm	6 atm	3 atm	4 atm	5 atm	6 atm
0 min	99	99	97	98	5,3	2,5	4,1	3,6
15 min	99	99	97	97	3,9	2,7	4,3	4,8
30 min	99	99	97	97	4,9	3,9	4,4	4,9
45 min	99	99	98	98	3,2	3,9	3,6	3,5
60 min	99	99	97	98	3,4	3,2	3,8	3,3
75 min	99	99	98	97	4,1	3,1	3,1	3,8
90 min	99	99	98	98	4,3	2,5	3,0	3,7

A redução de cor e a cor residual em função do tempo e da taxa de reciclo são mostradas na Tabela 34, com o uso do RGF 2.

Tabela 34. Redução de cor e cor residual em função do tempo e da pressão de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 23 Lmin⁻¹, taxa de reciclo (rec.) = 80 %, pressão de saturação = 3, 4, 5 e 6 atm, [PAC] = 0,4 mLL⁻¹, [Flonex 7011] = 0,02 mLL⁻¹, pH 7,5 ± 0,5.

tempo	Redução de cor, %				Cor residual, NTU			
	3 atm	4 atm	5 atm	6 atm	3 atm	4 atm	5 atm	6 atm
0 min	79	95	79	71	26	6	19	26
15 min	81	95	78	69	23	6	20	28
30 min	81	94	81	72	23	7	17	25
45 min	87	91	81	80	16	11	17	18
60 min	90	90	84	81	12	12	14	17
75 min	82	84	78	77	22	19	20	21
90 min	91	87	81	79	11	16	17	19

A Tabela 35 mostra a eficiência de redução de turbidez e a turbidez residual na pressão de saturação de 4 atm com o uso do RGF 4.

Tabela 35. Redução de turbidez e turbidez residual em função do tempo e da pressão de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 46 Lmin⁻¹, taxa de reciclo (rec.) = 80 %, pressão de saturação = 4 atm, [PAC] = 0,4 mL⁻¹, [Flonex 7011] = 0,02 mL⁻¹, pH 7,5 ± 0,5.

tempo	Redução de turbidez, %	Turbidez residual, NTU
0 min	97	4,7
15 min	96	5,4
30 min	96	5,6
45 min	96	5,5
60 min	97	4,8
75 min	97	4,5
90 min	97	4,0

A Tabela 36 mostra a eficiência de redução de cor e a cor residual na pressão de saturação de 4 atm com o uso do RGF 4.

Tabela 36. Redução de cor e cor residual em função do tempo e da pressão de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 46 Lmin⁻¹, taxa de reciclo (rec.) = 80 %, pressão de saturação = 3, 4, 5 e 6 atm, [PAC] = 0,4 mL⁻¹, [Flonex 7011] = 0,02 mL⁻¹, pH 7,5 ± 0,5.

tempo	Redução de cor, %	Cor residual, Hz
0 min	87	12
15 min	86	13
30 min	87	12
45 min	88	11
60 min	86	13
75 min	86	13
90 min	86	13

A Figura 77 mostra a remoção de turbidez e cor em função do aumento da taxa de aplicação.

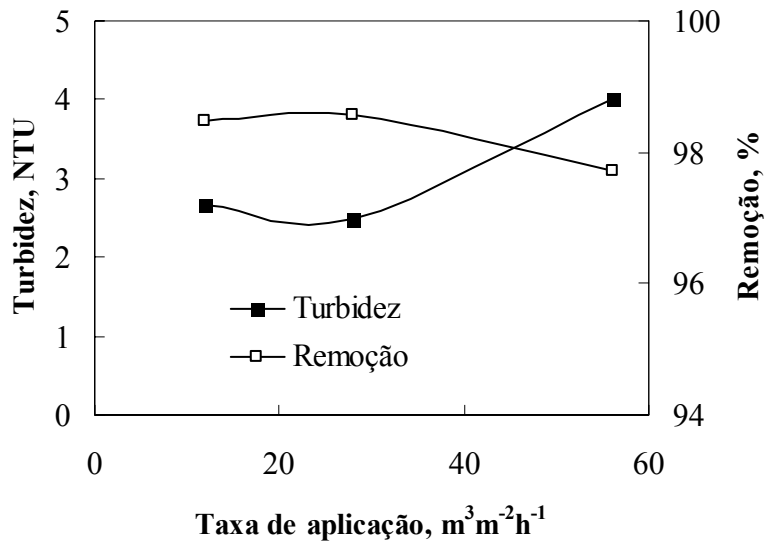


Figura 77. Remoção de Turbidez em função da taxa de aplicação usada no sistema RGF-BCMF. Condições: Turbidez inicial = 175 NTU.

A Figura 78 mostra a remoção de turbidez e cor em função do aumento da taxa de aplicação.

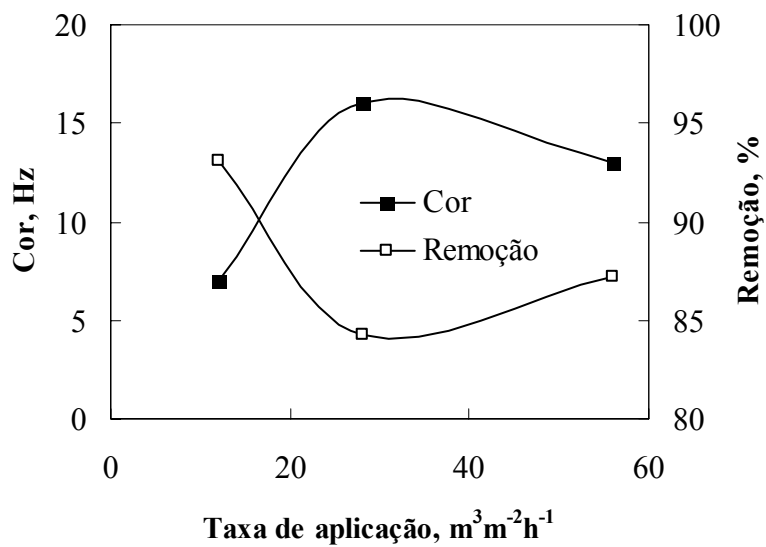


Figura 78. Remoção de cor em função da taxa de aplicação usada no sistema RGF-BCMF. Condições: Cor inicial = 101 Hz.

A Tabela 37 mostra a eficiência de redução de turbidez e a turbidez residual na pressão de saturação de 4 atm com o uso do RGF 4.

Tabela 37. Redução de turbidez e turbidez residual em função do tempo e da pressão de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 46 Lmin⁻¹, taxa de reciclo (rec.) = 20, 40, 60 e 80 %, pressão de saturação = 3, 4, 5 e 6 atm, [Aquaflot-Al] = 100 mgL⁻¹, pH 7,5 ± 0,5.

tempo	Redução de turbidez, %				Turbidez residual, NTU			
	20	40	60	80	20	40	60	80
0 min	87	89	90	97	4,5	4,0	3,5	4,1
15 min	85	84	90	97	5,5	5,9	3,6	3,9
30 min	73	85	94	97	9,8	5,4	2,1	3,8
45 min	84	82	85	98	5,8	6,5	5,3	3,6
60 min	80	79	86	97	7,2	7,5	5,1	3,9
75 min	80	86	88	98	7,1	5,0	4,4	3,4
90 min	82	87	91	97	6,4	4,6	3,3	3,9

A Tabela 38 mostra a eficiência de redução de cor e a cor residual na pressão de saturação de 4 atm com o uso do RGF 4.

Tabela 38. Redução de cor e cor residual em função do tempo e da pressão de reciclo. Condições: vazão de alimentação = 46 Lmin⁻¹, taxa de reciclo (rec.) = 20, 40, 60 e 80 %, pressão de saturação = 4 atm, [Aquaflot-Al] = 100 mgL⁻¹, pH 7,5 ± 0,5.

tempo	Redução de cor, %				Cor residual, NTU			
	20	40	60	80	20	40	60	80
0 min	20	22	18	71	71	68	74	26
15 min	17	21	16	73	75	70	77	24
30 min	22	17	14	80	68	75	80	18
45 min	18	18	19	83	74	74	72	15
60 min	27	20	18	84	61	71	74	14
75 min	28	19	17	87	59	72	75	12
90 min	24	16	20	86	65	77	71	13

A Figura 79 mostra os resultados da variação da concentração de sólidos totais, dissolvidos e suspensos no efluente bruto e tratado pelos reagentes A (PAC, NaOH e polímero) e reagentes B (Aquaflot-Al e NaOH) nas concentrações de maior eficiência

para geração de agregados aerados e pela ETAR (Estação compacta de tratamento e reúso de água de lavagem de veículos da Aquafлот), operando de forma contínua na unidade de Viamão.

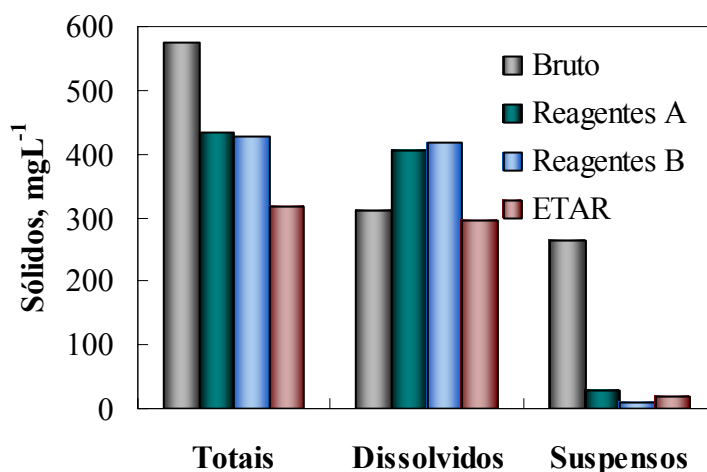


Figura 79. Concentração de sólidos totais, dissolvidos e suspensos do efluente bruto e tratado por reagentes A (PAC, NaOH e polímero) e reagentes B (Aquafлот-Al e NaOH) nas dosagens de maior eficiência para geração de agregados aerados e pela ETAR (Estação compacta de tratamento e reúso de água de lavagem de veículos da Aquafлот).

A Tabela 39 mostra a tensão superficial do efluente bruto e tratado no sistema BCMF-RGF (reagentes A e B) e pelo sistema ETAR. Os resultados mostram que ocorreu um aumento na tensão superficial após tratamento, indicando que houve remoção de substâncias surfactantes durante o tratamento. O sistema ETAR apresentou maior remoção, aproximando-se à tensão superficial da água (71 mNm^{-1}) à $25 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

Tabela 39. Tensão superficial do efluente bruto e tratado no sistema BCMF-RGF (reagentes A e B) e pelo sistema ETAR à $25 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

	Tensão superficial, mNm^{-1}
Efluente bruto	60
Efluente tratado reagentes A	67
Efluente tratado reagentes B	66
Efluente tratado ETAR	70

Análise de custos

A Tabela 40 mostra o custo do tratamento em função dos diferentes reagentes usados nos ensaios.

Tabela 40. Custo do tratamento da água de lavagem de veículos.

Reagente	Quantidade	Unidade	Custo	Unidade	Custo tratamento	Unidade
Aquaflot-Al	100	mgL ⁻¹	1,73	R\$kg ⁻¹	0,173	R\$m ⁻³
PAC	0,4	mLL ⁻¹	1,40	R\$L ⁻¹	0,56	R\$m ⁻³
Flonex	0,02	mLL ⁻¹	16,00	R\$kg ⁻¹	0,064	R\$m ⁻³
NaOH	0,025	mLL ⁻¹	2,00	R\$kg ⁻¹	0,05	R\$m ⁻³

5.2.4. Tratamento e reúso de águas ácidas da mineração

A Drenagem Ácida de Minas (DAM) representa um dos mais severos problemas ambientais da indústria da mineração a nível mundial (com a poluição de águas e solos), principalmente devido a presença de elevada acidez, íons metálicos e íons sulfato (Bell *et al.*, 2001). A presença desses elementos na água impossibilita a sobrevivência e desenvolvimento de espécies aquáticas, tais como, peixes, e outros organismos elementares dos ecossistemas aquáticos. A DAM é gerada pela oxidação da pirita e a geração de ácido sulfúrico, sulfato e íons ferroso e férrico, catalisados principalmente pelas espécies bacterianas *Thiobacillus ferrooxidans* e *Thiobacillus denitrificans* (Rubio, 1998a, 1998b).

O tratamento da DAM consiste basicamente na neutralização-precipitação dos metais pesados e separação sólido-líquido. Entretanto, quando há necessidade de remoção de íons sulfato em concentrações inferiores a 2000-2600 mgL⁻¹, a viabilidade técnica e econômica do processo torna-se mais onerosa, devido a inexistência de um processo barato para a remoção desses íons em baixas concentrações (Rubio, 1998a).

Os problemas ambientais gerados pelo descarte da Drenagem Ácida de Minas (DAM) oriundas da extração e beneficiamento de carvão, nos mananciais e no subsolo, tem sido um dos maiores problemas das cidades com atividade de mineração de carvão, especialmente em SC, onde o comprometimento do lençol freático já constitui um sério problema de poluição hídrica. Em determinados períodos, estes mesmos corpos receptores constituem fontes de abastecimento de água para a indústria e à população.

Todos estes fatores, aliados à escassez de água de qualidade e à pressão das Instituições e Órgãos que vigiam e fiscalizam o setor produtivo carbonífero, trazem a necessidade de aplicação de técnicas eficientes e que permitam o máximo reaproveitamento dos resíduos gerados e da água, visando sempre o desenvolvimento de uma economia sustentável e de preservação da biodiversidade. A presença dos íons sulfato na água está associada à desidratação e efeito laxativo nos seres humanos e nos animais que eventualmente possam beber dessa água poluída. Com base nesses efeitos, a *World Health Organization* (WHO) estabelece uma concentração de íons sulfato inferior a 500 mgL^{-1} na água de abastecimento, e, fundamentada nesta informação, a *United States Environmental Protection Agency* (USEPA) utiliza um padrão de 250 mgL^{-1} de íons sulfato na água para o mesmo fim. Com isto, a maioria dos países recomenda um padrão de concentração entre $250\text{-}500 \text{ mgL}^{-1}$ destes íons nas águas de abastecimento público. O Brasil, através do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA), classifica os corpos d'água doce como classe I ou II (boa qualidade), por exemplo, quando a concentração de íons sulfato não ultrapassa o limite de 250 mgL^{-1} (Conama 357/2005).

Nessa região, é possível observar mananciais e lagos de cores e consistências diversas: verde claro-leitoso, amarelo gema, cor de laranja, azul turquesa transparente, vermelho cobre, como mostrados na Figura 80 (a) e (b), por exemplo. Estes reservatórios coloridos e altamente poluídos são conhecidos na paisagem sul catarinense, sendo continuamente abastecidos pela passagem da água de chuva nas pilhas, e pelos rios, que são contaminados após a passagem pelas áreas alteradas (Fo, 2001).



(a)



(b)

Figura 80. Vistas de mananciais contaminados pela poluição causada pela indústria carbonífera na região de Criciúma/SC: Rio “amarelo” (a) e Lagoa “azul” (b).

Além das águas superficiais, a escavação a céu aberto e a lavra subterrânea alteraram os corpos d'água subterrâneos, através da interrupção de sua trajetória de recarga do rio, ou pela formação de novos açudes e enchimento de cavas. Nas galerias e salões do subsolo, ocorre a passagem de água (oriunda de lençóis freáticos) que aflora na superfície, carreando toda a carga de contaminação. Isto faz secar as fontes de água nos morros acima e ao lado das galerias, rebaixando enormemente o nível do lençol; e, ainda, contaminando com uma vazão extra, os rios próximos das bocas das minas. Atualmente, o volume de água (da ordem de 800 litros por segundo) demandado por mais de 200.000 habitantes da região de Criciúma, é captado em trechos de rios à montante, ainda não poluídos, como por exemplo, os rios Jordão, o Guarapari e o São Bento.

Assim, o objetivo do presente estudo foi a aplicação do RGF para a remoção de íons sulfato e íons de metais pesados (Fe, Al e Mn) numa água residual de uma mina de carvão extinta (SS-16 em Criciúma/SC) visando o reúso/reaproveitamento desse recurso básico. Foram avaliadas alternativas de tratamento em pH 7,0 (remoção de íons Fe, Al e parcial de Mn); em pH 9,0 (remoção de íons Fe, Al, Mn e parcial de íons sulfato) e em pH 12 (remoção de íons metálicos e de íons sulfato). Nos estudos em pH 12, foi usada uma técnica inovadora para o tratamento dessas águas ácidas, contendo íons sulfato e íons de metais pesados, onde ocorre uma rápida precipitação na reação do sulfato com sais de alumínio (policloreto) e a cal, a pH 12, formando a etringita ($3\text{CaO}\cdot 3\text{CaSO}_4\cdot \text{Al}_2\text{O}_3\cdot 31\text{H}_2\text{O}$). Um maior detalhamento dessa técnica pode ser encontrado em Cadorin *et al.* (2006).

Eficiência de separação sólido-líquido

A Tabela 41 mostra a eficiência de separação sólido-líquido por flotação de acordo com os diferentes parâmetros avaliados (detalhados na Tabela 18). A eficiência de flotação foi determinada de acordo com a Equação 25 descrita na metodologia. Os estudos 01 a 07; 10; 11; 15; 16; 21; 24; 25 e 30 foram os que apresentaram as melhores eficiências de separação sólido-líquido (> 95% de sólidos flotados), com a otimização de reagentes químicos, para vazões de $0,5 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$ e $1,2 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$, respectivamente.

Tabela 41. Eficiência de flotação para os distintos estudos avaliados para otimização do processo separação sólido-líquido. Condições experimentais detalhadas na Tabela 18.

Estudo	Eficiência de flotação, %	Estudo	Eficiência de flotação, %
01	96	16	96
02	97	17	20
03	97	18	35
04	96	19	40
05	98	20	93
06	99	21	97
07	96	22	70
08	44	23	64
09	39	24	95
10	98	25	96
11	97	26	91
12	89	27	68
13	86	28	85
14	75	29	90
15	95	30	95

Remoção de íons sulfato e de metais pesados

A Tabela 42 mostra a eficiência de remoção dos íons metálicos (Fe, Mn e Al) e de íons sulfato nos diversos estudos realizados (pH 7, 9 e 12, descritos na Tabela 18). Os resultados dos estudos em pH 12 mostram que houve remoção significativa de todos os elementos investigados, independentemente da eficiência de flotação mostrada na Tabela 41.

Entretanto, para os ensaios em pH 7 não houve uma boa remoção de íons Mn e de íons

sulfato, e os ensaios em pH 9, removeram íons Mn, porém não houve boa remoção de íons sulfato.

Tabela 42. Eficiência de remoção e concentração residual de íons metálicos (Mn, Al e Fe) e íons sulfato. As concentrações iniciais desses elementos estão na Tabela 16.

Estudo	Mn, mgL ⁻¹	R Mn, %	Al, mgL ⁻¹	R Al, %	Fe, mgL ⁻¹	R Fe, %	SO ₄ ⁻² , mgL ⁻¹	R SO ₄ ⁻² , %
01*	1,60	43	4,5	90	0,20	93	787	17
02*	0,50	80	2,7	94	0,10	98	769	18
03*	0,90	66	2,1	95	0,10	97	808	14
04*	1,30	51	0,7	99	0,10	98	538	43
05**	1,30	55	0,8	98	LOD	100	778	18
06**	2,20	21	0,5	99	LOD	100	868	9
07**	1,70	41	1,8	96	0,10	97	879	8
08**	1,70	39	25,4	44	0,50	84	954	7
09**	2,10	25	24,6	39	1,60	48	960	6
10*	0,20	94	3,0	94	0,20	92	900	4
11*	0,30	90	1,7	96	0,30	91	740	21
12**	0,50	69	5,0	89	0,20	90	-	-
13**	1,20	30	6,5	86	0,30	82	-	-
14**	0,40	75	11,1	75	LOD	100	-	-
15**	0,50	70	2,2	95	0,1	97	-	-
16**	0,50	71	2,0	96	0,2	90	-	-
17***	0,20	93	2,84	92	0,26	90	143	83
18***	0,18	94	2,17	94	0,12	95	189	78
19***	0,22	92	3,41	91	0,10	96	195	77
20***	0,04	99	1,05	97	0,07	97	195	77
21***	0,11	96	2,27	94	0,06	98	116	86
22***	0,37	87	2,28	94	0,06	98	142	83
23***	0,10	96	1,59	96	0,07	97	111	87
24***	0,15	95	0,95	97	0,07	97	196	77
25***	0,13	95	2,15	94	0,28	90	143	83
26***	0,20	93	2,03	94	0,06	98	125	85
27***	0,07	97	1,84	95	0,09	97	130	85
28***	0,11	96	1,91	95	0,06	98	111	87
29***	0,07	97	2,45	93	0,075	97	104	88
30***	0,23	92	1,45	96	0,06	98	164	81

* Amostra inicial da coleta realizada no dia 11/01/2007

** Amostra inicial da coleta realizada no dia 02/02/2007

*** Amostra inicial da coleta realizada no dia 23/11/2006

De acordo com Cadorin *et al.* (2006), em pH 12, ocorre precipitação dos íons Fe e Mn como co-precipitados, em conjunto com a formação de etringita ($\text{Ca}_6\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3(\text{OH})_{12}\cdot 26\text{H}_2\text{O}$). Desta forma, os íons sulfatos são eliminados dos efluentes quando ocorre a precipitação de etringita, que se forma pela reação conjunta dos íons sulfato, cálcio e alumínio. O consumo de cal é da ordem de 2500 mgL^{-1} , para alcançar os níveis necessários de cálcio e o pH alcalino. O fornecimento de íons Al corresponde a uma mistura de PAC e Alupan a uma taxa de PAC:Alupan: SO_4^{2-} de 2:1:1.

Volumes de água tratada e de lodo gerado

A Tabela 43 mostra parâmetros de vazão de água tratada e características do lodo gerado com o tratamento para o Estudo 14 (condição de maior taxa de aplicação e eficiência de flotação para remoção de íons metálicos e íons sulfato). Os resultados mostram que há uma geração significativa de lodo etringítico (aproximadamente $0,85 \text{ kg}$ de lodo seco por m^{-3} de efluente tratado), sendo necessário o estudo de um destino adequado.

Tabela 43. Parâmetros do tratamento para o estudo 14.

Parâmetro	Valor
Taxa de aplicação efetiva, $\text{m}^3\text{m}^2\text{h}^{-1}$	15
Vazão de água tratada, m^3h^{-1}	1,03
Vazão de lodo, m^3h^{-1}	0,17
Teor de umidade do lodo, %	95
Massa de lodo após 1 hora de ensaio, kg	17

Alternativas para o lodo

O reaproveitamento do lodo (subproduto sólido que é separado no processo de flotação), além de evitar que seja conduzido para algum aterro sanitário, por exemplo, apresenta outro aspecto relevante sob o ponto de vista sustentável. Há uma preocupação mundial, definida pela Agenda 21, em gerir adequadamente esses resíduos, de forma a reduzir sua produção, maximizar o reaproveitamento e promover a disposição e o tratamento de um modo ambientalmente correto (Sato e Santos, 1999). No caso do lodo gerado nesse processo existe grande potencial de destinação/reaproveitamento, citados a

seguir:

- i) Fabricação de peças cerâmicas (ladrilhos, vasos, etc.);
- ii) Fabricação de cimento (uso no clínquer);
- iii) Corretivo agrícola;
- iv) Agente neutralizante/precipitante das próprias águas ácidas, como mostra estudo descrito abaixo. Entretanto, essa alternativa só é viável nos estudos de tratamento em pH 12,0 (geração da Etringita)

Estudos conduzidos em escala de bancada mostraram que é viável reciclar o lodo e reutilizá-lo como agente neutralizante/precipitante das próprias DAM, como mostra a Tabela 44. Os resultados mostram que uma concentração de 5,0 gL⁻¹ do próprio lodo que é separado no tratamento por flotação, possibilita a neutralização e remoção de íons Mn e Fe, atingindo concentrações residuais inferior a 0,1 mgL⁻¹ e abaixo do limite de detecção do método analítico.

Tabela 44. Reúso do lodo gerado na neutralização/precipitação de íons Mn e Fe.

[Lodo], gL ⁻¹	pH	[Mn], mgL ⁻¹	[Fe], mgL ⁻¹
0,0	2,3	7,2	50
0,5	5,0	6,4	0,5
2,5	8,8	0,5	Nd
5,0	10	<0,1	Nd

Nd = Não detectado

Neutralização da água tratada após a etapa de flotação

Ainda, após a etapa de separação sólido-líquido nos estudos em pH 12 (remoção de íons sulfato), torna-se necessária a neutralização da água tratada para posterior reúso. Estudos mostraram que a adição de 1,5 mL⁻¹ de HCl 10% é suficiente para que o pH fique próximo a 9,0 de acordo com o estabelecido pelo Conama 357/2005.

Estimativa de custo com o tratamento

A estimativa de custo com reagentes para o tratamento via precipitação química e flotação por ar dissolvido visando na remoção de íons de metais pesados e de íons sulfato da DAM da SS-16 é apresentado na Tabela 45, Tabela 46 e Tabela 47, de acordo com as diferentes alternativas de tratamento abordadas nesse estudo.

Tabela 45. Estimativa de custo com reagentes para o tratamento em pH 7,0 (Remoção de íons Fe, Al e parcial de íons Mn).

Reagente	Unidade	Custo unitário, R\$	Concentração requerida, mgL ⁻¹	Custo do tratamento, R\$m ⁻³
Hidróxido de Cálcio	t	331,60	200	0,07
Qemifloc PWG 1020	t	10000,00	5	0,05
Oleato de Sódio	t	20000,00	30	0,60
Total				0,72

Tabela 46. Estimativa de custo com reagentes para o tratamento em pH 9,0 (Remoção de íons Fe, Al e Mn).

Reagente	Unidade	Custo unitário, R\$	Concentração requerida, mgL ⁻¹	Custo do tratamento, R\$m ⁻³
Hidróxido de Cálcio	t	331,60	350	0,12
Qemifloc PWG 1020	t	10000,00	5	0,05
Oleato de Sódio	t	20000,00	30	0,60
Total				0,77

Tabela 47. Estimativa de custo com reagentes para o tratamento (remoção de íons de metais pesados e íons sulfato) da DAM SS-16 com Panfloc TE 1018 e Alupan.

Reagente	Unidade	Custo unitário, R\$	Concentração requerida, mgL ⁻¹	Custo do tratamento, R\$m ⁻³
Panfloc TE 1018	t	800,00	1351	1,08
Alupan	t	2000,00	1545	3,09
Hidróxido de Cálcio	t	331,60	2500	0,83
Qemifloc PWG 1020	t	10000,00	5	0,05
Ácido Clorídrico	L	1,20	177	0,21
Total				5,26

O resultado mostra que o valor de custo de reagentes com o tratamento seria em torno de R\$ 5,3 por m³ de DAM tratada. Entretanto, esta alternativa estudada, corresponde à situação de maior grau de qualidade da água e, portanto a de maior custo. No caso do tratamento a ser aplicado não necessitar a remoção integral de íons sulfato, fator que mais eleva o custo do tratamento (pelos preços dos insumos, Panfloc TE 1018 e Alupan), o custo do tratamento será menos oneroso, sendo estimado em torno de 0,8 R\$m⁻³; mostrado na Tabela 46 (Alternativa de tratamento em pH 7,0 visando a remoção de íons Fe, Al e parcial de íons Mn) e na Tabela 47 (Alternativa de tratamento em pH 9,0 visando a remoção de íons Fe, Al e Mn). A Tabela 48 mostra o custo do tratamento de algumas DAMs da região carbonífera do Estado de Santa Catarina, em função do poluente a ser removido. Este custo extra poderia ser justificado se essa vazão de água servisse como recurso hídrico para o tratamento convencional de água potável. Por exemplo, se a aplicação da água tratada para a lavagem de pátios, ruas e mesmo irrigação (os íons sulfato não afetam, pois estão na forma inerte de CaSO₄), o valor global de tratamento, sem a remoção desses íons, não ultrapassa a 1 R\$m⁻³.

Tabela 48. Custos aproximados do tratamento de diversas DAMs da região carbonífera do Estado de Santa Catarina, em função do poluente a ser removido¹.

Local	Poluente Alvo	Custo do tratamento, R\$m ⁻³
Metropolitana (caixa de embarque)	Fe e Mn	0,8-1,0
Metropolitana	Fe e Mn	~1,0
SS16	Fe, Al e Mn	0,7-1,0
SS16	Fe, Al, Mn e SO ₄ ⁻²	5,0-5,5
São Domingos	Fe e Mn	1,0-1,5

A Tabela 49 mostra as principais alternativas de reúso-reaproveitamento da água da DAM SS-16 de acordo com os limites recomendados para algumas possibilidades de reúso.

¹ Dados do 2º Seminário Regional de Recuperação de Áreas Degradadas realizado em Criciúma nos dias 20 a 22 de outubro de 2006.

Tabela 49. Reúso-reaproveitamento de águas conforme limites recomendados (Fonte: Mancuso e Santos, 2006).

Tipo de reúso	SO ₄ ²⁻ , mgL ⁻¹	Fe total, mgL ⁻¹	Mn, mgL ⁻¹	Al, mgL ⁻¹	Sólidos Totais Dissolvidos, mgL ⁻¹	Sólidos em Suspensão, mgL ⁻¹	Coliformes fecais, NMP/100 mL	Turbidez, NTU
Urbano (para uso não potável)	-	15	1	-	-	-	ausentes	2
Irrigação agrícola	-	LP*= 5 CP** = 20	LP= 0,2 CP = 10	LP= 5 CP = 20	500 - 2.000	Máx. 30	Para plantas consumidas cruas: ausentes Para plantas consumidas cozidas ou não comestíveis: máx. 200/100 mL	Para plantas consumidas cruas = 2
Recreacional, para enchimento de lagos de contato primário e diluição de rios	-	-	-	-	-	5	Ausentes	2
Recreacional, para enchimento de lagos paisagísticos	-	-	-	-	-	-	Máx.: 200	-
Industrial, para torres de resfriamento com recirculação	200 mg.L ⁻¹	0,5	0,5	0,1	500	100	Ausentes	50
Alimentação de animais	250 mg.L ⁻¹	0,3	0,1	0,1	500	-	Ausentes	2

LP* = período acima de 20 anos.

CP** = período até 20 anos.

6. Conclusões

Os diversos resultados obtidos neste trabalho permitiram estabelecer as seguintes conclusões:

- Uma unidade helicoidal inovadora de agregação e separação sólido-líquido ou líquido-líquido foi apresentada, desde sua concepção, desenvolvimento e aplicações, como reator de agregação-sedimentação (ou flotação), denominado de Reator Gerador de Flocos (RGF). As distintas opções técnicas para o RGF são: i) RGF: Floculador de alta taxa, ii) RGF-S: Floculador com misturador serpentinado (S) para promover uma maior turbulência, para a separação de partículas sólidas em suspensão, iii) RGF-F: Unidade de floculação-flotação com geração de flocos aerados, e, iv) RGF-FADAT: Reator associado a um flotador por ar dissolvido de alta taxa;
- Estudos de parâmetros hidrodinâmicos do RGF caracterizaram um regime turbulento ($Re > 8000$) e uma elevada energia dissipada na massa líquida, sendo ideal para promover o contato das partículas com os agentes de desestabilização. Para o mesmo parâmetro hidráulico ($G.t$) aplicado no RGF (fluxo pistão) e no sistema de agitação mecânica foi verificado que os flocos de $Fe(OH)_3$ formados no RGF apresentaram maiores taxas de sedimentação (20 mh^{-1}), enquanto que para o sistema mecânico, a velocidade de sedimentação foi da ordem de 5 mh^{-1} ;
- A taxa de flotação dos flocos aerados alcançou velocidades de ascensão de 67 a 140 mh^{-1} . A correlação dessas taxas pela equação de Stokes, resultaria em bolhas de ar com tamanhos entre 190 e 260 μm . Esses dados mostram que há um volume de ar no interior da estrutura dos flocos acrescido do volume de bolhas aderidas na interface floco/água, diminuindo consideravelmente a densidade desses flocos. Ainda, esses valores, quando comparados ao sistema convencional de FAD são mais elevados, significando que o uso do RGF como um contator bolha/floco pode levar à sistemas com maior capacidade (taxa de aplicação) de flotação;
- Os estudos de floculação, usando um precipitado coloidal ($Fe(OH)_3$) e partículas sólidas (carvão) como modelos de suspensão, mostraram que a eficiência de geração de flocos é largamente dependente das características das partículas e do sistema de floculação hidráulica (RGF ou RGF-S). Os colóides de $Fe(OH)_3$

apresentaram maior porosidade, uma estrutura “esponjosa” (81% de água) e um tamanho maior em relação aos flocos de carvão (mais compactos e com uma massa de água de 63%), acarretando em flocos mais compressíveis (susceptíveis à ruptura). Os melhores resultados apresentaram taxas de sedimentação de 22 mh^{-1} para uma concentração de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ de 58 mgL^{-1} , no sistema RGF. Entretanto, na floculação de suspensões de carvão, os resultados foram melhores com o sistema RGF-S, alcançando taxas de sedimentação da ordem de 30 mh^{-1} , para uma concentração de 3 gL^{-1} . Nos estudos com o RGF-F, para a geração de flocos aerados, foram obtidas taxas de ascensão acima de 120 mh^{-1} para os flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$, entretanto, não foi possível a geração de flocos aerados para os flocos de carvão;

- O passo entre os anéis do reator e as condições hidrodinâmicas apresentam grande influência na formação dos flocos, e quando o passo é nulo, há uma melhor eficiência de formação dos flocos devido a maior curvatura. A diferença na geometria do floculador afeta o tamanho dos flocos e a taxa de sedimentação enormemente, alcançando valores da ordem de 14 a 6 mh^{-1} , para os flocos de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ ($\text{Re} = 8470$), com flocos na ordem de 4 mm e menores que 1 mm, para os arranjos helicoidal e linear, respectivamente. Analogamente, a geração de flocos de carvão também mostrou-se extremamente dependente da geometria helicoidal do RGF e das condições hidrodinâmicas;
- Os estudos de desestabilização da emulsão oleosa com o emprego do Reator Gerador de Flocos mostrou elevada eficiência, atingindo taxas superiores a 90% de remoção de óleo em todos os casos, com uma cinética elevada devido à turbulência ocasionada no interior do RGF;
- A aplicação do RGF-FADAT no tratamento de águas permitiu alcançar resultados de qualidade da água tratada, em termos de redução de turbidez e cor, semelhante ao processo de agregação-sedimentação da ETA. Entretanto, os resultados mostraram que é possível otimizar o tratamento aumentando a taxa de aplicação de 3,5 (processo convencional da ETA) para $10 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ (sistema RGF-FADAT);
- A aplicação do RGF no tratamento das águas de lavagem de veículos promoveu a geração de flocos aerados com a redução dos sólidos em suspensão e da

turbidez das águas. Os resultados mostraram que em todas as taxas de aplicação estudadas ocorreu significativa redução de turbidez (> 95%), cor (> 80%) e sólidos suspensos (> 95%), nas melhores condições estudadas, inclusive com um aumento da tensão superficial. A qualidade da água tratada possibilita o seu reaproveitamento para a lavagem dos veículos ou reúso dentro da empresa (lavagem de pátios, por exemplo);

- Os resultados da aplicação do RGF acoplado ao FADAT no tratamento de águas ácidas oriundas de uma mina extinta de carvão mostraram que, nas distintas condições operacionais houve redução de íons sulfato e íons Fe, Al e Mn. Os estudos foram feitos com uma taxa de aplicação de $15 \text{ m}^3\text{m}^{-2}\text{h}^{-1}$ em 3 alternativas de tratamento: i) Neutralização-precipitação-floculação-flotação em pH 7,0 (precipitação de íons Fe, Al e parcial de Mn); ii) Neutralização-precipitação-floculação-flotação em pH 9,0 (precipitação de íons Fe, Al e Mn); e, iii) Neutralização-precipitação-floculação-flotação em pH 12,0 (precipitação de íons Fe, Al, Mn e remoção de íons sulfato). Estudos em pH 7 e 9 apresentaram um custo em torno de R\$ 0,80 por metro cúbico, e em pH 12 o valor onera chegando a R\$ 5,3 por metro cúbico;
- Os estudos básicos e aplicados desenvolvidos neste trabalho permitiram prever um elevado potencial de aplicação do RGF como um sistema contator-flotador na remoção de sistemas particulados, principalmente por apresentar as seguintes vantagens: i) um baixo tempo de residência, ii) ausência de partes móveis (agitadores), iii) pequena área ocupada, iv) mistura do tipo pistão (ideal para a agregação de suspensões ou dispersões), v) ausência de curto-circuitos ou zonas mortas, vi) crescimento uniforme dos agregados, vii) elevada cinética na geração dos flocos e viii) possibilidade de geração de flocos aerados (flotador);
- O desempenho do RGF nas distintas aplicações em escala piloto realizadas neste trabalho, permite estabelecer um elevado potencial deste reator e sua aplicação em escala industrial, como uma técnica de grande potencial, no tratamento primário de águas de abastecimento e efluentes líquidos industriais viabilizando o reúso dessas águas.

7. Estudos Futuros

Devido ao potencial de aplicação do RGF são sugeridas algumas aplicações do RGF em distintas aplicações industriais:

- Estudos com rejeito de carvão e/ou areia (< 100 ou 200 mesh) para avaliação do potencial de aplicação do RGF como espessador, em associação (ou não) à sedimentadores, como os de lamelas;
- Estudos da aplicação do RGF na adsorção-floculação-flotação de contaminantes específicos (ânions/zeólitas);
- Estudos da aplicação do RGF no tratamento de esgoto sanitário;
- Otimização da geração de flocos aerados em dispersões óleo/água, sólido (partículas)/água e colóides/água;
- Análise de custos associados à energia e a taxa de aplicação.

8. Produção científica associada ao trabalho

7.1. Dissertação de mestrado

Carissimi, E. Reator Gerador de Flocos – RGF: concepção e desenvolvimento básico. **Dissertação de mestrado** do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e dos Materiais da UFRGS, orientador: Jorge Rubio, 75 p., 2003.

7.2. Artigos em periódicos internacionais

Carissimi, E.; Rubio, J. The flocs generator reactor – FGR: a new basis for flocculation and solid-liquid separation. **International Journal of Mineral Processing**, 75 (3-4), p. 237-247, 2005.

Carissimi, E.; Rosa, J. J.; Rubio, J. Flotation in water (and wastewater) treatment and reuse: recent trends in Brazil. (Invited paper for publication in the special issue on Flotation in Wastewater Treatment at International Journal of Environment and Pollution, Guest Editor: Professor K. A. Matis, Aristotle University Greece), **International Journal of Environment and Pollution**, 2007.

Carissimi, E.; Miller J. D., Rubio, J. Characterization of the high kinetic energy dissipation of the Flocs Generator Reactor (FGR). Submitted to **International Journal of Mineral Processing**, 2007.

7.3. Artigos em congressos nacionais e internacionais

Carissimi, E.; Rubio, J. Advances in particulate aggregation separation. **Proceedings... Centenary of Flotation Symposium**, Brisbane, Austrália, p. 415-423, 2005b.

Carissimi, E.; Colling, A. V.; Zaneti, R. N.; Rubio, J. Aplicações do Reator Gerador de Flocos – RGF[®] na separação sólido-líquido por agregação e flotação. Anais... **XXI Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Metalurgia Extrativa**, Natal de 20-24 de novembro de 2005, p. 545-552, v. 1, 2005.

7.4. Patente

Carissimi, E.; Rubio, J. Reator Gerador de Flocos e processo para tratamento de efluentes, 2004. Patente: Privilégio e Inovação, nº PI 0406106-3, “**Reator Gerador de Flocos e Processo para tratamento de águas e efluentes**”. Exame: 16/setembro/2003; Depósito: 16/setembro/2004; Concessão: 14/março/2005.

5.5. Trabalhos de co-orientação de iniciação científica

Pasti, H. A.; Álvares, C. L. A., Zaneti, R. N.; Carissimi, E.; Rubio, J. Sistema Inovador Compacto para o Tratamento e Reúso de Água de Lavagem de Veículos. In: **XVIII Salão de Iniciação Científica**, XV Feira de Iniciação Científica e I Salão Ufrgs Jovem, 2006, Porto Alegre. XVII Salão de Iniciação Científica e XIV Feira de Iniciação Científica, 2006.

Colling, A. V.; Zaneti, R. N.; Carissimi, E.; Rubio, J. Floculação-Flotação: Nova alternativa para o tratamento de águas de abastecimento. In: **XVII Salão de Iniciação Científica** e XIV Feira de Iniciação Científica, 2005, Porto Alegre. XVII Salão de Iniciação Científica e XIV Feira de Iniciação Científica, 2005.

Brondani, L. B.; Gobbi, S. J., Carissimi, E.; Rubio, J. Desenvolvimento de um reator gerador de flocos para estudos de floculação e separação sólido-líquido. **Jovens Pesquisadores: A ciência e o conhecimento do mundo**, p. 83-99, Editora UFRGS, Porto Alegre, 2004.

Brondani, L. B.; Gobbi, S. J., Carissimi, E.; Rubio, J. Desenvolvimento de um reator gerador de flocos para estudos de floculação. In: **XV Salão de Iniciação Científica e XII Feira de Iniciação Científica da UFRGS**, 2003. (Trabalho vencedor da Feira)

Brondani, L. B.; Gobbi, S. J., Carissimi, E.; Rubio, J. Desenvolvimento de um reator gerador de flocos para estudos de floculação. In: **IV Conferência Municipal de Ciência e Tecnologia de Porto Alegre**, Porto Alegre. Conselho Municipal de Ciência e Tecnologia, 2004.

Assenhaimer, C.; Colling, A. V.; Carissimi, E.; Rubio, J. Aplicações do reator gerador de flocos (RGF) no tratamento de água para abastecimento público. In: **XIV Salão de Iniciação Científica e XIII Feira de Iniciação Científica da UFRGS**, 2004.

9. Referências

- Acero, J. L., Rodriguez, E., Meriluoto, J. Kinetics of reactions between chlorine and the cyanobacterial toxins microcystins. **Water Research**, 39 (8), p. 1628-1638, 2005.
- Adachi, Y., Tanaka, Y., 1997. Settling velocity of an aluminium-kaolinite floc. **Water Research**, v. 31, n. 3, pp 449-454.
- Adamson, A. W; Gast, A. P. **Physical chemistry of surfaces**. New York: John Wiley and Sons, 6a. edição, 784 p., 1997.
- Agrawal, S.; Nigam, K. D. P. Modelling of a coiled tubular chemical reactor. *Chemical Engineering Journal*, v. 84, p. 437-444, 2001.
- Apha, Awwa, Wef. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**, 20a. Edição. American Public Health Association, Washington, D. C., 1998.
- Arboleda V., J. **Teoría, diseño y control de los procesos de clarificación del agua**. Lima, CEPIS, 558 p., 1973.
- Asano, T., Levine, A. D. Wastewater reclamation, recycling and reuse: past, present, and future. **Water Science and Technology**, 33 (10-11), p. 1-14, 1996.
- Asselman, T., Garnier, G. The role of anionic microparticles in a poly(acrylamide)-montmorillonite flocculation aid system. **Colloids and Surfaces A**, 170, pp. 79-90, 2000.
- Beeby, J.P.; Nicol, S.K. Concentration of oil-in-water emulsion using the air-sparged hydrocyclone. **Filtration and Separation**, 30 (2), p. 141-146, 1993.
- Bell, F. G., Bullock, S. E. T., Hälbich, T. F. J., Lindsay, P., 2001. Environmental impacts associated with an abandoned mine in the Witbank Coalfield, South Africa. **International Journal of Coal Geology**, 43, pp. 195-216.
- Berger, S. A., Talbot, L., Yao, L. S. Flow in curved pipes. **Annual Review of Fluid Mechanics**, 15, p. 461-512, 1983.
- Bi, S., Wang, C., Cao, Q., Zhang, C. Studies on the mechanism of hydrolysis and polymerization of aluminum salts in aqueous solution: correlations between the “Core-links” model and “Cage-like” Keggin-Al₁₃ model. **Coordination Chemistry Reviews**, 248, p. 441-455, 2004.
- Biggs, S.; Habgood, M.; Jameson, G. J.; Yan, Y. Aggregate structures formed via a bridging flocculation mechanism. **Chemical Engineering Journal**, 80 (3-4), p. 13-20, 2000.
- Bio. Água: o ouro do século XXI. **Revista Brasileira de Saneamento e Meio Ambiente**, p. 19-34, janeiro/março 2002.
- Borges, A. M. Utilização de Resíduos do Processamento do Camarão na Adsorção de Ânions. Dissertação de mestrado PPGEM-UFRGS, orientador: Prof. Jorge Rubio, 2000.
- 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.
- Cadorin, L. M., Tabosa, E., Paiva, M. P., Rubio, J., 2006. Tratamiento de riles mineros

ácidos por precipitação química y flotación por aire disuelto. **Anais... IX Congreso Iberoamericano de Metalurgia y Materiales**, 8 a 13 de outubro de 2006, La Habana – Cuba, 12 p., 2006.

Capponi, F., Sartori, M., Souza, M. L., Rubio, J., 2006. Modified column flotation of adsorbing iron hydroxide colloidal precipitates. **International Journal of Mineral Processing**, v. 79, pp. 167-173.

Carissimi, E. **Reator Gerador de Flocos – RGF: concepção e desenvolvimento básico**. Dissertação de mestrado do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e dos Materiais da UFRGS, orientador: Jorge Rubio, 75 p., 2003.

Carissimi, E.; Rosa, J. J.; Rubio, J. Flotation in water (and wastewater) treatment and reuse: recent trends in Brazil. (Invited paper for publication in the special issue on Flotation in Wastewater Treatment at International Journal of Environment and Pollution, Guest Editor: Professor K. A. Matis, Aristotle University Greece, a ser publicado), **International Journal of Environment and Pollution**, 2007.

Carissimi, E.; Rubio, J. Advances in particulate aggregation separation. **Proceedings... Centenary of Flotation Symposium**, Brisbane, Austrália, p. 415-423, 2005b.

Carissimi, E.; Rubio, J. The flocs generator reactor – FGR: a new basis for flocculation and solid-liquid separation. **International Journal of Mineral Processing**, 75 (3-4), p. 237-247, 2005a.

Casan 2006. Companhia Catarinense de Águas e Saneamento de Criciúma. Disponível on-line: <http://www.casan.com.br>. Acesso em 10/11/2006.

Chen, G. Electrochemical technologies in wastewater treatment. **Separation and Purification Technology**, 38 (1), p. 11-41, 2004.

Chen, L. A.; Serad, G. A.; Carbonell, R. G. Effect of mixing conditions on flocculation kinetics of wastewaters containing proteins and other biological compounds using fibrous materials and polyelectrolytes. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, 15 (4), p. 358-368, 1998.

Ciminelli, V. S. T., Salum, M. J., Rubio, J. e Peres, A. E. C. **Água e Mineração**. Em: Capítulo 13 do livro "Águas Doces no Brasil – Capital Ecológico, Uso e Conservação 3 a Edição"; Aldo da C. Rebouças, Benedito Braga e José Galizia Tundisi (Eds), Ed. Escrituras, pp.433-460, 2006.

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

Cirra. Centro Internacional de Referência em Reúso de Água. Universidade de São Paulo, disponível em: www.usp.br/cirra, acesso em Novembro de 2006.

Conama 357. **Classificação dos corpos d'água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamentos de efluentes, e dá outras providências**. Ministério do Meio Ambiente, 23 p., em vigor desde 17 de março de 2005, 2005.

Coradin, L., 2006. Quadro biodiversidade Brasil – Repórter Eco. Disponível on-line: <http://www.biodiversidadebrasil.com.br>. Acesso em 10/11/2006.

Costa, C. A., 1998. Sorção de íons Cu, Ni e Zn em Rejeito de Carvão e Materiais Não Convencionais. Dissertação de mestrado PPGEM-UFRGS, orientador: Prof. Jorge Rubio.

Crespilho, F. N., Rezende, M. O. O. Eletroflotação: Princípios e Aplicações. Ed. Rima, Universidade de São Carlos, 96 p., 2004.

Dean, W. R., 1928. The stream-line motion of fluid in a curved pipe. **Philosophical Magazine and Journal of Science**, 5 (33), pp. 673-695.

Degrémont. **Manual Técnico del Agua**, 1142 p., 1973.

Deng, Y., 1997. Formation of iron (III) hydroxides from homogeneous solutions. **Water Research**, v. 31, n. 6, pp. 1347-1354.

DMAE. Dmae adiciona carvão em pó à água bruta em Belém Novo. **Diário Oficial de Porto Alegre**, ano IX, Edição 2444, p. 1, 7 de janeiro, 2005.

Droste, R. L. **Theory and practice of water and wastewater treatment**. 1^a Edição, John Wiley and Sons, Inc. Canada, 800 p., 1997.

Duan, J.; Gregory, J. Coagulation by hydrolysing metal salts. **Advances in Colloid and Interface Science**, v. 101-102, p. 475-502, 2003.

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

EPA. **Guidelines for water reuse**. U. S. Environmental Protection Agency, Municipal Support Division, Washington, DC, EPA/625/R-04/108, 449p., setembro, 2004.

ETS. **Flocculation Tube**. Environmental Treatment Systems, Inc. Disponível em: <http://www.etsenvironmental.com/pdf/floctube.pdf>. Acesso em junho, 2005.

Féris, L. A., 1998. Utilização de um Rejeito de Carvão na Remoção de Íons Cu, Zn e Ni por Sorção-Flotação (Processo FPS). Dissertação de mestrado PPGEM-UFRGS, orientador: Prof. Jorge Rubio.

Féris, L. A., 2001. Aproveitamento de Subprodutos do Beneficiamento de Carvão Mineral na Remoção de Poluentes por Sorção-Flotação FAD. Tese de doutorado PPGEM-UFRGS, orientador: Prof. Jorge Rubio.

Fo, O. S., 2001. Num paraíso da água e da mata, o inferno da pedra fósil. **Relatório da 5ª Estadia profissional**, 17 p.

Franks, G. V., Yates, P. D., Lambert, N. W. A., Jamenson, G. J., 2005. Aggregate size and density after shearing, implications for dewatering fine tailings with hydrocyclones.. **International Journal of Mineral Processing**, v. 77, pp. 46-52.

Freitas, I. C. C., Pessanha, J. E. M, Heller, L. A epidemiologia aplicada ao planejamento e à avaliação das ações de saneamento básico. **Revista Bio**, p. 61-66, Jan/Mar 1991.

Galier S.; Issanchou, S.; Moulin, P.; Clifton, M. J.; Aptel, P. Electrochemical Measurement of Velocity Gradient at the Wall of a Helical Tube. **American Institute of Chemical Engineers**, 49 (8), p. 1972-1979, 2003.

Germano, M. On the effect of torsion on a helical pipe flow. **Journal of Fluid Mechanics**, 125, pp. 1-8, 1982.

Gillies, G.; Kappl, M.; Butt, H. Direct measurements of particle-bubble interactions. **Advances in Colloid and Interface Science**, 114-115, p. 165-172, 2005.

- Gorczyca, B., Ganczarczyk, J., 1999. Structure and porosity of alum coagulation flocs. **Water Quality Research Journal Of Canada**, v. 34, pp. 653–666.
- Gray, S. R., Ritchie, C. B., 2006. Effect of organic polyelectrolyte characteristics on flocs strength. **Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects**, v. 273, pp. 184-188.
- Gregor, J. E., Nokes, C. J., Fenton, E. Optimising natural organic matter removal from low turbidity waters by controlled pH adjustment of aluminium coagulation. **Water Research**, 31 (12), p. 2949-2958, 1997.
- 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. Laminar dispersion and the monitoring of flocculation processes. **Journal of Colloid and Interface Science**, 118 (2), p. 397-409, 1987.
- Gregory, J. Polymer adsorption and flocculation in sheared suspensions. **Colloids and Surfaces**, 31, p. 231-253, 1988.
- Haarhoff, J.; Edzwald, J. K. Modelling of floc-bubble aggregate rise rates in dissolved air flotation. **Water Science and Technology**, 43 (8), p. 175-184, 2001.
- Hameed, M. S.; Muhammed, T. J.; Sapre, A. A. Improved technique for river water flocculation. **Filtration & Separation**, p. 63-68, Janeiro, 1995.
- Hedberg, T.; Dahlquist, J.; Karlsson, D.; Sörman, L. **Development of an air removal system for dissolved air flotation**. *Water Science and Technology*, 37 (9), p.81-88, 1998.
- Hüttl, T. J., Friedrich, R., 2000. Influence of curvatura and torsion on turbulent flow in helically coiled pipes. **International Journal of Heat and Fluid Flow**, 21, pp. 345-353.
- Israelachvili, J. N. **Intermolecular and surface forces**. Academic Press, University of California, 2nd Edition, 450 p., 1992.
- Jameson, G. J. Hydrophobicity and floc density in induced-air flotation for water treatment. **Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering**, 151 (1-2), p. 269-281, 1999.
- Jarvis, P.; Jefferson, B.; Gregory, J.; Parsons, S. A. A review of floc strength and breakage. **Water Research**, 39, p. 3121-3137, 2005.
- Juras, I. A. G. M. Problemas causados pela água de lastro. Consultoria Legislativa da Área XI: **Meio Ambiente e Direito Ambiental**. Câmara dos Deputados – Brasília-DF, 7 p., 2003.
- Kan, C., Huang, C., Pan, J. R. Time requirement for rapid-mixing in coagulation. **Colloids and Surfaces A**, 203, pp. 1-9, 2002.
- Kao, H. C., 1987. Torsion effect on fully developed flow in a helical pipe. **Journal of Fluid Mechanics**, 184, pp. 335-356.
- 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**, 43 (8), p. 1-7, 2001.

- Koren, J. P. F., Syversen, U. State-of-the-art electroflocculation. **Filtration and Separation**, 32 (2), p. 153-156, 1995.
- Larsson, A., Walldal, C., Wall, S. Flocculation of cationic polymers and nanosized particles. **Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects**, v. 159, pp. 65-76, 1999.
- Leal, F. C. T., Libânio, M. Estudo da redução de cor por coagulação química no tratamento convencional de águas de abastecimento. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, 7 (3), p. 117-128, jul/set 2002.
- Leentvaar, J.; Rebhun, M. Strength of ferric hydroxide flocs. **Water Research**, 17 (8), p. 895-902, 1983.
- León, A. B. T. Modificação estrutural de bentonitas nacionais: caracterização e estudos de adsorção. Tese de doutorado PPGEM-UFRGS, orientador: Prof. Jorge Rubio, 2002.
- Lin, C. L., Miller, J. D. Cone beam X-ray microtomography for three-dimensional liberation analysis in the 21st century. **International Journal of Mineral Processing**, v. 47, pp. 61-73, 1996.
- Lins, F. F.; Adamian, R. **Minerais coloidais, teoria DLVO estendida e forças estruturais**. Rio de Janeiro, CETEM/MCT, 29 p., 2000.
- Liou, T. M. Flow visualization and LDV measurement of fully developed laminar flow in helically coiled tubes. **Experiments in Fluids**, 13, pp. 332-338, 1992.
- Liu, S, Masliyah, J. H. Axially invariant laminar flow in helical pipes with a finite pitch. **Journal of Fluids Mechanic**, 251, pp. 315-353, 1993.
- Magara, Y., Matsui, Y., Goto, Y., Yuasa, A. Invasion of the non-indigenous nuisance mussel, *Limnoperna fortunei*, into water supply facilities in Japan. **Journal of Water Supply: Research and Technology**, p. 113-124, 2001.
- Mancuso, P.; Santos, H. **Reúso de Água**. 1^a ed. Barueri, SP: Manole, 576p, 2003.
- Mansur, M. C. D., Santos, C. P., Darrigran, G., Heydrich, I., Callil, C. T., Cardoso, F. R. Primeiros dados quali-quantitativos do mexilhão-dourado, *Limnoperna Fortunei* (Dunker), no Delta do Jacuí, no Lago Guaíba e na Laguna dos Patos, Rio Grande do Sul, Brasil e alguns aspectos de sua invasão no novo ambiente. **Revista Brasileira de Zoologia**, 20 (1), p. 75-84, 2003.
- McDurdy, K., Carlson, K., Gregory, D. Floc morphology and cyclic shearing recovery: comparison of alum and polyaluminum chloride coagulants. **Water Research**, 34, p. 486-494, 2004.
- Menezes, C. B., Lattuada, R. M., Pavei, P. T., 2004. Estudo da remoção de toxicidade de efluentes de drenagem ácida de mina tratados por neutralização e flotação com ar dissolvido relacionado com a presença de HPAs. **Anais... ENTMME – Florianópolis/SC**, 2004.
- 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.
- 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.

- Mierzwa, J. C., Hespanhol, I. Programa para gerenciamento de águas e efluentes nas indústrias, visando ao uso racional e à reutilização. *Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 4, n. 1, p. 11-15, 1999.
- Miller, J. D., Lin, C. L., Garcia, C., Arias, H. Ultimate recovery in heap leaching operations as established from mineral exposure analysis by X-ray microtomography. ***International Journal of Mineral Processing***, v. 72, pp. 331-340, 2003.
- 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.
- Murakami, M., Mori, K., Sano, K. A study on the hydraulic loss of tubular coils. ***Bulletin of the Japanese Society of Mechanical Engineering***, 24, pp. 335-362, 1971.
- Murugananthan, M., Raju, J. B., Prabhakar, S. Separation of pollutants from tannery effluents by electro flocculation. ***Separation and Purification Technology***, 40 (1), p. 69-75, 2004.
- Netto, J. M. A. **Técnica de abastecimento e tratamento de água**. CETESB, vol. 2, 3ª. Edição, 320 p., 1987.
- Ødegaard, 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.
- Ødegaard, 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***, 20 (2), p. 212-217, 1981.
- Oliveira, C. R. Adsorção-remoção de íons sulfato e isopropilxantato em zeólita natural funcionalizada. **Dissertação de mestrado** PPGEM-UFRGS, orientador: Prof. Jorge Rubio, 2006.
- Owen, J.J., Morse, D.E., Morse, W.O., Jovine, R. New developments in flotation equipment for water treatment systems. In: Parekh, B.K., Miller, J.D. (Eds.), ***Advances in Flotation Technology. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration, Inc. (SME)***, Littleton, CO, p. 381-389, 1999.
- Pelissari, L. M. T. Influência de parâmetros de projeto no desempenho do floculador tubular helicoidal aplicado ao tratamento de águas de Abastecimento. Dissertação de mestrado da Universidade Federal do Espírito Santo. Orientador: Prof. Edmilson Costa Teixeira, 121p., 2006.
- Pino, G. H.; Mesquita, L. M. S.; Torem, M. L.; Pinto, G. A. S. Biosorption of cadmium by green coconut shell powder. ***Minerals Engineering***, v. 19, p. 380-387, 2006.
- Portaria 5. **Critérios e padrões de efluentes líquidos a serem observados por todas as fontes poluidoras que lancem seus efluentes nos corpos d'água interiores do estado do Rio Grande do Sul**. Ministério da Saúde e do Meio Ambiente, Diário Oficial p. 14-15, em vigor desde 29 de março de 1989, 1989.

Portaria 518. **Procedimentos e responsabilidades relativos ao controle e vigilância da qualidade da água para o consumo humano e seu padrão de potabilidade.** Ministério da Saúde, 15 p., em vigor desde 25 de março de 2004, 2004.

Rangel, R. M.; Carvalho, R. J.; Torem, M. L. Eletrocoagulação e seu potencial em tecnologia mineral e ambiental. *Anais... XXI Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Metalurgia Extrativa*, Natal de 20-24 de novembro de 2005, p. 649-656, v. 1, 2005a.

Rangel, R. M.; Carvalho, R. J.; Torem, M. L. Eletroflotação e seu potencial em tecnologia mineral e ambiental. *Anais... XXI Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Metalurgia Extrativa*, Natal de 20-24 de novembro de 2005, p. 657-663, v. 1, 2005b.

Rattanakawin, C., Hogg, R. Aggregate size distributions in flocculation. ***Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects***, v. 177, pp. 87-98, 2001.

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. DAF-dissolved air flotation: Potential applications in the mining and mineral processing industry. ***International Journal of Mineral Processing***, disponível online at: www.sciencedirect.com, 2006.

Rodrigues, R. T., Rubio, J. New basis for measuring the size distribution of bubbles. ***Minerals Engineering***, 16 (8), p. 757-765, 2003.

Rosa, J. J. **Tratamento de efluentes oleosos por floculação 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.

Rosa, J. J.; Rubio, J. The FF (flocculation-flotation) process. ***Minerals Engineering***, 18 (7), p. 701-707, 2005.

Rubio, J. Aspectos ambientais no setor minero-metalúrgico. Em: Capítulo 13 do livro "Tratamento de Minérios"; A.B. da Luz, M.V. Possa e S. L. de Almeida (Eds), CETEM-CNPq-MCT, pp.537-570, 1998a.

Rubio, J. Environmental applications of the flotation process. Em: *Effluent Treatment in the Mining Industry*. 389 pp. (S.H.Castro, F. Vergara and M. Sanchez, Eds), University of Concepción-Chile, Chapter 9, pp.335-364, 1998b.

Rubio, J. Environmental applications of the flotation process. In: ***Effluent Treatment in the Mining Industry***, University of Concepción-Chile, Chile, 1998, Edited by S. H. Castro, F. Vergara and M. Sanchez, chapter 8, p. 335-364, 1998.

Rubio, J. Unconventional Flocculation and Flotation. Em: *Flotation and Flocculation, from fundamentals to applications.* **Anais...** Strategic Conference and Workshop, Hawaii. Editores: J. Ralston, J. Miller and J. Rubio, pp. 17-32, 2003.

Rubio, J. Unconventional flocculation and flotation. In: *Flotation and Flocculation: From Fundamentals to Applications.* **Proceedings...** Strategic Conference and Workshop, Hawaii, 2002, Edited by J. Ralston, J. Miller and J. Rubio, p.17-32, 2003.

Rubio, J.; Souza, M. L.; Smith R.W. Overview of flotation as a wastewater treatment technique. ***Minerals Engineering***, 15, 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 (242), p. 9-18, 2001.
- Runkana, V., Somasundaran, P., Kapur, P. C. A population balance model for flocculation of colloidal suspensions by polymer bridging. **Chemical Engineering Science**, 61, p. 182-191, 2006.
- Sabah, E., Cengiz, I. An evaluation procedure for flocculation of coal preparation plant tailings. **Water Research**, v. 38, n. 6, pp. 1542-1549, 2004.
- Sabah, E., Erkan, Z. E. Interaction mechanism of flocculants with coal waste slurry. **Fuel**, v. 85, pp. 350-359, 2006.
- Santander, M. **Separação de óleos emulsificados por flotação não convencional**. Tese de doutorado em Engenharia, Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e dos Materiais da UFRGS, 123 p., 1998.
- Sartori, M. Caracterização hidrodinâmicas de flocladores tubulares helicoidais por meio de simulação numérica tridimensional. Dissertação de mestrado da Universidade Federal do Espírito Santo. Orientador: Prof. Edmilson Costa Teixeira, 106p., 2006.
- Sato, D., Kobayashi, M., Adachi, Y. Effect of floc structure on the rate of shear coagulation. **Journal of Colloid and Interface Science**, v. 272, pp. 345–351, 2004.
- Sato, M., Santos, J. E. Agenda 21 em Sinopse. Ed. UFSCar, 60 p., 1999.
- Schneider, I. A. H. Biossorção de Metais Pesados por Macrófilos aquáticos. Tese de doutorado PPGEM-UFRGS, orientador: Prof. Jorge Rubio, 1995
- Schwoyer, W. L. K. **Polyelectrolytes for water and wastewater treatment**. CRC Press Inc., Boca Raton, Florida, 275 p., 1981.
- Selau, C. E. **Contato Pessoal**. Planilhas de controle da qualidade da água tratada na Estação São João/DMAE (Janeiro e Fevereiro), 2005.
- Silva, J. S. V., Fernandes, F. C., Larsen, K. T. S., Souza, R. C. C. L. Água de lastro: ameaça aos ecossistemas. **Ciência Hoje**, 32 (188), p. 38-43, 2002.
- Sincero, A. P.; Sincero, G. A. **Physical-chemical treatment of water and wastewater**. IWA, USA, 832 p., 2003.
- Solari, J.A. Avanços recentes no tratamento de efluentes por flotação a ar dissolvido. **Engenharia Sanitária**, Rio de Janeiro, 20 (3), p. 332-335, 1981.
- Sreenivasan, K. R., Strykowski, P. J. Stabilization effects in flow through helically coiled pipes. **Experiments in Fluids**, 1, pp. 31-36, 1983
- Streeter, V. L. Handbook of fluid dynamics. McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1st Edition, 1961.
- Taylor, G. I. The criterion for turbulence in curved pipes. **Proceedings of the Royal Society of London: Series A**, 124, pp. 243-249, 1929.
- Teixeira, R. R.; Rubio, J. DAF–dissolved air flotation: Potential applications in the mining and mineral processing industry. *International Journal of Mineral Processing*, v. 81, n. 1, p. 1-13, 2007.
- Thomas, D. N.; Judd, S. J.; Fawcett, N. Flocculation modelling: a review. **Water Research**, 33 (7), p. 1579-1592, 1999.

- Thomson, D. L.; Bayazitoglu, Y.; Meade, A. J. Series solution of low Dean and Germano flows in helical rectangular ducts. **International Journal of Thermal Sciences**, 40 (11), p. 937-948, 2001.
- Torem, M. L., Casqueira, R. G. Flotação aplicada à remoção de metais pesados. Rio de Janeiro, CETEM/MCT, 75 p., 2003.
- Tramfloc. **Water treatment**. Tramfloc, Inc. Disponível em: <http://www.tramfloc.com>. Acesso em junho, 2005.
- Tuttle, E. R. Laminar flow in twisted pipes. **Journal of Fluid Mechanics**, 219, pp. 545-570, 1990.
- Ujhidy, A.; Németh, J.; Szépvölgyi, J. Fluid flow in tubes with helical elements. **Chemical Engineering and Processing**, 42, p. 1-7, 2003.
- Vianna, M. R. **Hidráulica aplicada às estações de tratamento de água**. Imprimatura, Belo Horizonte-MG, 576 p., 1997.
- Villiers, M., 2002. **Água: como o uso deste precioso recurso natural poderá acarretar a mais séria crise do século XXI**. Rio de Janeiro, Ed. Ediouro, 457 p.
- Wagner, E. G., Pinheiro, R. G. **Upgrading Water Treatment Plants**. World Health Organization, 1st Edition, 227 p., 2001.
- Walaszek, W., Ay, P. Porosity and interior structure analysis of pellet-flocs. **Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects**, v. 280, pp. 155-162, 2006.
- Wang D., Tang, H., Gregory, J. Relative importance of charge neutralization and precipitation on coagulation of kaolin with PACl: effect of sulfate ion. **Environmental Science Technology**, 36, p. 1815-1820, 2002.
- Wang, C. Y., 1981. On the low-Reynolds-number flow in a helical pipe. **Journal of Fluids Mechanics**, 108, pp. 185-194, 1981.
- Wang, D., Sun, W., Xu, Y., Tang, H., Gregory, J. Speciation stability of inorganic polymer flocculant-PACl. **Colloids and Surfaces A: Physicochemical Engineering Aspects**, 243, p. 1-10, 2004.
- Weber J., W. J. **Physicochemical processes for water quality control**. Wiley-Interscience, New York-USA. John Wiley and Sons, Inc, 640 p., 1972.
- Webster, D. R., Humphrey, J. A. C. Experimental observations of flow instability in a helical coil. **Journal of Fluids Engineering**, 115, pp. 436-443, 1993.
- Webster, D. R., Humphrey, J. A. C. Traveling wave instability in helical coil flow. **Physics of Fluids**, 9 (2), pp. 407-418, 1997.
- Weir, S., Moody, G. M. The importance of flocculant choice with consideration to mixing energy to achieve efficient solid/liquid separation. **Minerals Engineering**, v. 16, n. 2, pp. 109-113, 2003.
- White, C. M. Streamline flow through curved pipes. **Proceedings of the Royal Society of London: Series A**, 123, pp. 645-663, 1929.
- Yamamoto, K., Aribowo, A., Hayamizu, Y., Hirose, T., Kawahara, K. Visualization of the flow in a helical pipe. **Fluid Dynamics Research**, 30, pp. 251-267, 2002.

- Yamamoto, K., Yanase, S., Jiang, R. Stability of the flow in a helical pipe. **Fluid Dynamics Research**, 22, pp. 153-170, 1998.
- Yamamoto, K., Yanase, S., Yoshida, T. Torsion effect on the flow in a helical pipe. **Fluid Dynamics Research**, 14, pp. 259-273, 1994.
- Yamamoto, K.; Arivowo, A.; Hayamizu, Y.; Hirose, T.; Kawahara, K. Visualization of the flow in a helical pipe. **Fluid Dynamics Research**, 30, p. 251-267, 2002.
- Yamamoto, K.; Shinichiro, Y.; Jiang, R. Stability of the flow in a helical pipe. **Fluid Dynamics Research**, 22, p. 153-170, 1998.
- Yanase, S., Goto, N., Yamamoto, K. Dual solutions of the flow through a curved tube. **Fluid Dynamics Research**, 5, pp. 191-201, 1989.
- Yanase, S., Yamamoto, K., Yoshida, T. Effect of curvatura on dual solutions of flow through a curved circular tube. **Fluid Dynamics Research**, 13, pp. 217-228, 1994.
- 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**, 166 (1), p. 215-224, 1994.
- ZH, 2006. Falta selo nacional para prédio verde, p. 3 do caderno de Imóveis. Zero Hora, 19/11/2006.
- Zhanpeng, J., Yuntao, G. Flocculation morphology: effect of particulate shape and coagulant species on flocculation. **Water Science and Technology**, v. 53, n. 7, pp. 9-16, 2006.

10. Anexo

MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE CONSELHO NACIONAL DE RECURSOS HÍDRICOS

RESOLUÇÃO Nº 54, DE 28 DE NOVEMBRO DE 2005

(a ser publicada)

Estabelece modalidades, diretrizes e critérios gerais para a prática de reúso direto não potável de água.

O CONSELHO NACIONAL DE RECURSOS HÍDRICOS - CNRH, no uso das suas competências que lhe são conferidas pela Lei nº 9.433, de 8 de janeiro de 1997, pela Lei nº 9.984, de 17 de julho de 2000, e pelo Decreto nº 4.613, de 11 de março de 2003;

Considerando que a Lei nº 9.433, de 1997, que dispõe sobre a Política Nacional de Recursos Hídricos e cria o Sistema Nacional de Gerenciamento de Recursos Hídricos - SINGREH, dá ênfase ao uso sustentável da água;

Considerando a Década Brasileira da Água, instituída pelo decreto de 22 de março de 2005, cujos objetivos são promover e intensificar a formulação e implementação de políticas, programas e projetos relativos ao gerenciamento e uso sustentável da água;

Considerando a diretriz adotada pelo Conselho Econômico e Social da Organização das Nações Unidas - ONU, segundo a qual, a não ser que haja grande disponibilidade, nenhuma água de boa qualidade deverá ser utilizada em atividades que tolerem águas de qualidade inferior;

Considerando que o reúso de água se constitui em prática de racionalização e de conservação de recursos hídricos, conforme princípios estabelecidos na Agenda 21, podendo tal prática ser utilizada como instrumento para regular a oferta e a demanda de recursos hídricos;

Considerando a escassez de recursos hídricos observada em certas regiões do território nacional, a qual esta relacionada aos aspectos de quantidade e de qualidade;

Considerando a elevação dos custos de tratamento de água em função da degradação de mananciais;

Considerando que a prática de reúso de água reduz a descarga de poluentes em corpos receptores, conservando os recursos hídricos para o abastecimento público e outros usos mais exigentes quanto à qualidade; e

Considerando que a prática de reúso de água reduz os custos associados à poluição e contribui para a proteção do meio ambiente e da saúde pública,

RESOLVE:

Art. 1º Estabelecer modalidades, diretrizes e critérios gerais que regulamentem e estimulem a prática de reúso direto não potável de água em todo o território nacional.

Art. 2º Para efeito desta Resolução, são adotadas as seguintes definições:

I - água residuária: esgoto, água descartada, efluentes líquidos de edificações, indústrias, agroindústrias e agropecuária, tratados ou não;

II - reúso de água: utilização de água residuária;

III - água de reúso: água residuária, que se encontra dentro dos padrões exigidos para sua utilização nas modalidades pretendidas;

IV - reúso direto de água: uso planejado de água de reúso, conduzida ao local de utilização, sem lançamento ou diluição prévia em corpos hídricos superficiais ou subterrâneos;

V - produtor de água de reúso: pessoa física ou jurídica, de direito público ou privado, que produz água de reúso;

VI - distribuidor de água de reúso: pessoa física ou jurídica, de direito público ou privado, que distribui água de reúso; e,

VII - usuário de água de reúso: pessoa física ou jurídica, de direito público ou privado, que utiliza água de reúso.

Art. 3º O reúso direto não potável de água, para efeito desta Resolução, abrange as seguintes modalidades:

I - reúso para fins urbanos: utilização de água de reúso para fins de irrigação paisagística, lavagem de logradouros públicos e veículos, desobstrução de tubulações, construção civil, edificações, combate a incêndio, dentro da área urbana;

II - reúso para fins agrícolas e florestais: aplicação de água de reúso para produção agrícola e cultivo de florestas plantadas;

III - reúso para fins ambientais: utilização de água de reúso para implantação de projetos de recuperação do meio ambiente;

IV - reúso para fins industriais: utilização de água de reúso em processos, atividades e operações industriais; e,

V - reúso na aquicultura: utilização de água de reúso para a criação de animais ou cultivo de vegetais aquáticos.

§ 1º As modalidades de reúso não são mutuamente excludentes, podendo mais de uma delas ser empregada simultaneamente em uma mesma área.

§ 2 As diretrizes, critérios e parâmetros específicos para as modalidades de reúso definidas nos incisos deste artigo serão estabelecidos pelos órgão competentes.

Art. 4 Os órgãos integrantes do SINGREH, no âmbito de suas respectivas competências, avaliarão os efeitos sobre os corpos hídricos decorrentes da prática de reúso, devendo estabelecer instrumentos regulatórios e de incentivo para as diversas modalidades de reúso.

Art. 5 Caso a atividade de reúso implique alteração das condições das outorgas vigentes, o outorgado deverá solicitar à autoridade competente retificação da outorga de direito de uso de recursos hídricos de modo a compatibilizá-la com estas alterações.

Art. 6 Os Planos de Recursos Hídricos, observado o exposto no art. 7º, inc. IV, da Lei nº 9.433, de 1997, deverão contemplar, entre os estudos e alternativas, a utilização de águas de reúso e seus efeitos sobre a disponibilidade hídrica.

Art. 7 Os Sistemas de Informações sobre Recursos Hídricos deverão incorporar, organizar e tornar disponíveis as informações sobre as práticas de reúso necessárias para o gerenciamento dos recursos hídricos.

Art. 8 Os Comitês de Bacia Hidrográfica deverão:

I - considerar, na proposição dos mecanismos de cobrança e aplicações dos recursos da cobrança, a criação de incentivos para a prática de reúso; e,

II - integrar, no âmbito do Plano de Recursos Hídricos da bacia, a prática de reúso com as ações de saneamento ambiental e de uso e ocupação do solo na bacia hidrográfica.

Parágrafo único. Nos casos onde não houver Comitês de Bacia Hidrográfica instalados, a responsabilidade caberá ao respectivo órgão gestor de recursos hídricos, em conformidade com o previsto na legislação pertinente.

Art. 9 A atividade de reúso de água deverá ser informada, quando requerida, ao órgão gestor de recursos hídricos, para fins de cadastro, devendo contemplar, no mínimo:

I - identificação do produtor, distribuidor ou usuário;

II – localização geográfica da origem e destinação da água de reúso;

III - especificação da finalidade da produção e do reúso da água; e,

IV - vazão e volume diário de água de reúso produzida, distribuída ou utilizada.

Art. 10. Deverão ser incentivados e promovidos programas de capacitação, mobilização social e informação quanto à sustentabilidade do reúso, em especial os aspectos sanitários e ambientais.

Art. 11. O disposto nesta Resolução não exime o produtor, o distribuidor e o usuário da água de reúso não potável da respectiva licença ambiental, quando exigida, assim como do cumprimento das demais obrigações legais pertinentes.

Art. 12. Esta Resolução entra em vigor na data de sua publicação.

MARINA SILVA
Presidente

JOAO BOSCO SENRA
Secretário Executivo