KATIA MARIA HIPOLITO HESPANHOL

**Cinética de floculação de suspensões coloidais:
Influência da dosagem de coagulante metálico e da concentração de partículas primárias
nas constantes de agregação e ruptura**

São Paulo
2018

KATIA MARIA HIPOLITO HESPANHOL

**Cinética de floculação de suspensões coloidais:
Influência da dosagem de coagulante metálico e da concentração de partículas primárias
nas constantes de agregação e ruptura**

Tese apresentada à Escola Politécnica da
Universidade de São Paulo para obtenção
do título de Doutora em Ciências.

São Paulo
2018

KATIA MARIA HIPOLITO HESPANHOL

**Cinética de floculação de suspensões coloidais:
Influência da dosagem de coagulante metálico e da concentração de partículas primárias
nas constantes de agregação e ruptura**

Tese apresentada à Escola Politécnica da
Universidade de São Paulo para obtenção do título
de Doutora em Ciências.

Área de concentração: Engenharia Hidráulica e
Ambiental

Orientador: Prof. Dr. Sidney Seckler Ferreira
Filho

São Paulo
2018

Este exemplar foi revisado e corrigido em relação à versão original, sob responsabilidade única do autor e com a anuência de seu orientador.

São Paulo, 11 de Janeiro de 2018

Assinatura do autor:

Katia Hipolito

Assinatura do orientador:

Catálogo-na-publicação

Hespanhol, Katia Maria Hipolito

Cinética de floculação de suspensões coloidais: Influência da dosagem de coagulante metálico e da concentração de partículas primárias nas constantes de agregação e ruptura / K. M. H. Hespanhol – versão corr. – São Paulo, 2018.

162 p.

Tese (Doutorado) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia de Hidráulica e Ambiental.

1.Tratamento de águas de abastecimento 2.Cinética de Floculação
3.Constantes de agregação e ruptura I.Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia de Hidráulica e Ambiental II.t.

Hespanhol, K. M. H. **Cinética de floculação de suspensões coloidais: influência da dosagem de coagulante metálico e da concentração de partículas primárias nas constantes de agregação e ruptura.** São Paulo. 2018. 162 p. (Doutorado) Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2018.

Ao meu esposo Marcos, pelo incentivo e muita paciência, e às minhas filhas Júlia e Lívia pelo amor incondicional.

AGRADECIMENTOS

A Deus, por estar sempre presente em todos os momentos da minha vida, me dando força.

Ao meu esposo, pela dedicação, e às minhas filhas, pela compreensão nos momentos da minha ausência.

Aos meus irmãos, e principalmente aos meus pais, que sempre me incentivaram a estudar, dizendo que o estudo é a melhor herança que os pais podem deixar para os filhos.

Ao Professor Doutor Sidney Seckler Ferreira Filho, pela orientação, pois sem a sua contribuição eu nunca teria conseguido.

Ao Professor Doutor Roque Passos Piveli e ao Professor Doutor Ronan Cleber Contrera, pelas valiosas contribuições no exame de qualificação.

Ao Fábio e ao Laerte do Laboratório de Saneamento “Lucas Nogueira Garcez”, pelo apoio nos ensaios experimentais.

Aos funcionários do departamento de Engenharia Hidráulica e Ambiental (PHA), em especial à Wandréa Dantas, que sempre esteve disposta a me ajudar durante a realização desse doutorado.

Ao CNPq, pelo incentivo à pesquisa.

Aos meus colegas de turma, principalmente ao Rodrigo e ao André, pelo apoio e companheirismo.

Ao Professor Doutor Paulo Fernando Soares e ao Professor Doutor Sandro Rogério Lautenschlager, ambos do Departamento de Engenharia Civil da UEM, pelas cartas de recomendação, que me permitiram entrar no programa de doutorado.

À minha amiga Professora Doutora Cristhiane M. P. Okawa, do Departamento de Engenharia Civil da UEM, pelo apoio e incentivo na minha carreira profissional.

E a todos, que de alguma forma, contribuíram para a realização desse doutorado.

Nunca saberemos o quão forte somos até
que ser forte seja a única escolha.

Professor Galvão

RESUMO

A floculação é o principal estágio do tratamento da água e apesar dos significativos avanços alcançados nos últimos anos, a compreensão do mecanismo de floculação está longe de ser completa. O objetivo principal do presente trabalho foi investigar a cinética de floculação de suspensões coloidais, através da influência da dosagem de coagulante metálico e da concentração de partículas primárias nas constantes de agregação e ruptura, utilizando o modelo de Argaman e Kaufman para a cinética de floculação de um reator em batelada. A água bruta sintética foi feita com a adição de caolinita, de tal forma a obter os valores de turbidez pré-determinados de 15 UNT, 50 UNT e 100 UNT, representando águas de baixa, média e alta turbidez, respectivamente, e o coagulante utilizado foi o sulfato de alumínio. Os resultados experimentais foram obtidos em ensaios de “jar test” utilizando 6 dosagens de coagulantes, 6 gradientes de velocidade, 3 velocidades de sedimentação e 12 tempos de floculação para cada uma das três águas analisadas. Pode-se observar que, para água de baixa e média turbidez, com o aumento da dosagem de coagulante houve um gradativo aumento da constante de agregação, no entanto, para água de alta turbidez, para valores de dosagem de coagulante acima de 40mg.L^{-1} , passa a ocorrer uma redução na constante de agregação, e também houve um aumento da constante de ruptura para as três águas brutas utilizadas na investigação experimental. Para todas as dosagens de coagulante empregadas, com o aumento da turbidez da água bruta, houve uma diminuição significativa da constante de ruptura ocorrida na água bruta de baixa turbidez para a água bruta de média turbidez. Embora também tenha sido observada uma variação na constante de agregação, esta foi muito pequena quando comparada numericamente com as variações na constante de ruptura. Com o aumento da turbidez da água bruta de 50 UNT para 100 UNT, a variação da constante de ruptura ocorreu apenas de forma marginal, o que significa dizer que, embora esta seja função da turbidez da água bruta, a sua relação não deve ser simplesmente linear, conforme sugerido por Argaman e Kaufman.

Palavras-chave: Tratamento de água. Floculação. Cinética. Constantes de Agregação e Ruptura.

ABSTRACT

Flocculation is the main stage of water treatment and in spite of significant advances in recent years, understanding of the flocculation mechanism is far from complete. The main objective of current work was to investigate the kinetics of flocculation of colloidal suspensions, throughout the influence in metallic coagulant dosage and the concentration of primary particles in aggregation and rupture constants, using the Argaman and Kaufman model for kinetics of flocculation in a batch reactor. Synthetic raw water was made with the addition of kaolin, in order to obtain predetermined turbidity values of 15 NTU, 50 NTU and 100 NTU, representing waters of low, medium and high turbidity, respectively, and the coagulant applied was aluminum sulfate. Experimental results were obtained in “jar test” experiments using 6 coagulant dosages, 6 velocity gradients, 3 sedimentation velocity and 12 flocculation times for each water analyzed. It can be observed that, for waters of low and medium turbidity, with the coagulant dosage increase, takes place a gradual increase in aggregation constant, however, on waters of high turbidity, with coagulant dosages above 40mg.L^{-1} , A reduction in aggregation constant occurs, and also there was seen an increase in rupture constant for the three raw waters used in the experimental investigation. For all employed coagulant dosages, with the increase in raw water turbidity, there were a significant decrease in rupture constant occurred in raw water of low turbidity to medium turbidity raw water. Although a variation in the aggregation constant was also observed, this was very small when numerically compared with the variation in rupture constant. With the increase in raw water turbidity from 50 NTU to 100 NTU, rupture constant variation occurred only in a marginal manner, meaning to say, while this is in function of raw water turbidity, its relation might not be simply linear, as suggested by Argaman and Kaufman.

Keywords: Water treatment. Flocculation. Kinetic. Aggregation and rupture constants.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	14
2. OBJETIVOS.....	16
3. REVISÃO DA LITERATURA.....	17
3.1 - Partículas Coloidais.....	17
<i>3.1.1 Mecanismos de desestabilização de partículas coloidais.....</i>	<i>19</i>
<i>3.1.1.1 Compressão da camada difusa.....</i>	<i>19</i>
<i>3.1.1.2 Adsorção-Neutralização.....</i>	<i>20</i>
<i>3.1.1.3 Varredura.....</i>	<i>20</i>
<i>3.1.1.4 Ponte interparticular.....</i>	<i>20</i>
3.2 - Tratamento de água para abastecimento público.....	21
<i>3.2.1 Coagulação/floculação.....</i>	<i>22</i>
<i>3.2.1.1 Fatores que influenciam na coagulação.....</i>	<i>24</i>
<i>3.2.1.2 Coagulantes.....</i>	<i>25</i>
<i>3.2.2 Sedimentação.....</i>	<i>28</i>
<i>3.2.3 Filtração.....</i>	<i>29</i>
3.3 - Modelação matemática do processo de floculação.....	30
<i>3.3.1 Equação Fundamental.....</i>	<i>30</i>
<i>3.3.2 Floculação pericínética.....</i>	<i>32</i>
<i>3.3.3 Floculação ortocínética.....</i>	<i>37</i>
<i>3.3.4 Floculação por sedimentação diferencial.....</i>	<i>43</i>
<i>3.3.5 Estudo comparativo da importância dos diferentes mecanismos de floculação.....</i>	<i>47</i>
3.4 - Cinética de floculação de suspensões coloidais.....	50
<i>3.4.1 Modelo clássico da cinética de floculação.....</i>	<i>50</i>
<i>3.4.2 Balanço de massa da concentração de partículas primárias para reatores de mistura completa em série</i>	<i>53</i>
<i>3.4.3 Balanço de massa da concentração de partículas primárias para reator pistonado</i>	<i>56</i>
<i>3.4.4 Balanço de massa da concentração de partículas primárias para reator em batelada</i>	<i>58</i>
<i>3.4.5 Metodologia para obtenção das constantes de agregação e ruptura.....</i>	<i>60</i>
<i>3.4.5.1 Generalidades.....</i>	<i>60</i>

3.4.5.2 Método de otimização numérica.....	60
3.4.6 Análise de sensibilidade da cinética de floculação de suspensões coloidais em relação as constantes de agregação e ruptura.....	61
3.4.7 Análise crítica da cinética de floculação de suspensões coloidais.....	64
4 - MATERIAIS E MÉTODOS.....	66
4.1 - Preparo da água bruta sintética.....	66
4.2 - Preparo dos ensaios de "jar test".....	67
4.3 – Execução dos ensaios de "jar test".....	68
5. RESULTADOS.....	73
5.1 Eficiência do processo de floculação.....	73
5.1.1 Influência da velocidade de edimentação.....	73
5.1.2 Influência da dosagem de coagulante.....	79
5.1.3 Influência do gradiente de velocidade.....	86
5.1.4 Influência da concentração de partículas primárias.....	94
5.2 Constantes cinéticas de agregação e ruptura.....	100
5.2.1 Comparação dos valores calculados com os valores observados.....	100
5.2.1 Constante de agregação e ruptura em função da dosagem de coagulante.....	111
5.2.2 Constantes de agregação e ruptura em função da turbidez da água bruta.....	118
5.3 Comparação da eficiência do processo de floculação para diferentes concepções de reatores e a relação entre o tempo de detenção hidráulico e o tempo de floculação adotado nos ensaios de "jar test"	122
6. CONCLUSÕES	130
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	131
APÊNDICE A - Caracterização físico-química da água	136
APÊNDICE B - Características da caolinita.....	145
APÊNDICE C - Ajuste da rotação do equipamento de "jar test".....	146
APÊNDICE D - Ensaios de coagulação-floculação.....	149
APÊNDICE E - Sequência de atividades dos ensaios de "jar test".....	153
APÊNDICE F - Resultado das constantes de agregação e ruptura.....	160

1. INTRODUÇÃO

Os recursos hídricos superficiais, tais como rios e lagos, contêm quantidades consideráveis de matéria coloidal que não podem ser facilmente removidos porque os parâmetros que determinam o desempenho de separação, tais como tamanho de partícula, concentração e propriedades de superfície são frequentemente desfavoráveis para agregação e sedimentação (TSE et al., 2011).

O tratamento convencional de águas de abastecimento depende principalmente do sucesso da formação de flocos passíveis de remoção por sedimentação. Dois processos são utilizados para realizar a remoção das partículas em suspensão, a coagulação e a floculação. No caso da coagulação, a desestabilização das suspensões coloidais ocorre por neutralização das forças que mantêm as partículas em suspensão separadas (BROSTOW et al., 2007). A floculação é uma das técnicas mais amplamente aplicadas para a separação sólido-líquido e desempenha um papel indispensável em muitas estratégias ambientais (JARVIS et al., 2005; YU et al., 2009; YANG et al., 2013).

Quantificar o efeito que a variação de alguns parâmetros de projeto e operacionais do processo de floculação causam na turbidez residual após a sedimentação é um passo necessário para diferenciar o papel que cada um destes parâmetros desempenham no floculador (SWETLAND et al., 2014). As diretrizes de projeto existentes para floculadores são predominantemente baseadas no empirismo em vez de uma fundamental compreensão dos processos físicos e químicos (HENDRICKS, 2006). Atualmente, a dosagem de coagulante é determinada através do conhecimento das condições operacionais utilizadas na prática. A condição ideal para maximizar a eficiência na dosagem apropriada na coagulação é obtida através do resultado de experimentos do tipo “jar test”. Floculantes melhores que os existentes podem ser desenvolvidos com base em uma melhor compreensão da floculação (BROSTOW et al., 2007).

A representação matemática da floculação, ou seja o processo pelo qual as partículas em suspensão desestabilizadas são agregadas, convencionalmente tem sido baseada considerando o processo como dois passos distintos: transporte e agregação. As partículas aglomerantes devem primeiro colidir umas com as outras e em segundo lugar devem aderir após a colisão (THOMAS e JUDD, 1999; JARVIS et al., 2005) .

Segundo Fair e Gemell (1964) e Kramer e Clark (1997), a etapa de transporte, levando à colisão de duas partículas de tamanho coloidal é principalmente facilitada pela difusão

(floculação pericínética). As partículas completamente desestabilizadas agregam assim que entram em contato umas com as outras. À medida que os flocos crescem, o mecanismo de transporte de partículas se faz impondo gradientes de velocidade à mistura (floculação ortocínética) e pelas diferenças no arranjo de velocidades das partículas individuais (sedimentação diferencial).

Vários autores propuseram modelos matemáticos para explicar o processo de floculação. Em 1916, von Smoluchowski desenvolveu o modelo de floculação ortocínética sob condições de fluxo laminar. Em 1943, Camp e Stein estenderam o modelo para incluir regimes de fluxo turbulento e, em 1966, Harris e Kaufman modificaram o modelo anterior para incluir os conceitos de desintegração de flocos e colisões não duradouras. Dois anos mais tarde, Argaman e Kaufman desenvolveram e verificaram um modelo para a floculação em um único reator completamente misturado e vários tanques de floculação em série. A partir destes trabalhos foi possível estabelecer uma base científica para a formulação cinética do processo de floculação e, a partir daí, prever o seu comportamento em diferentes condições hidráulicas (SEKIOU e KELLIL, 2009).

Vários fatores envolvendo as partículas, os reagentes e o meio influenciam o processo de floculação. Os aspectos cinéticos da floculação são muito importantes porque manifestam vários processos concorrentes (DAS e SOMASSUNDARAN, 2004; RUNKANA et al., 2006; YU et al., 2009).

No que tange a cinética do processo de floculação, o modelo consiste em um estado de equilíbrio entre dois fenômenos simultâneos e antagônicos. De um lado a agregação das partículas primárias para formar flocos maiores, representada pela constante de agregação K_A , e por outro lado a ruptura dos flocos previamente formados, representada pela constante de ruptura K_B (SEKIOU e KELLIL, 2009).

O uso da modelação matemática relativa à cinética da floculação visa estimar o desempenho da mesma considerando os fenômenos de agregação e ruptura (DI BERNARDO, 2005; MORUZZI e OLIVEIRA, 2010). Embora o conhecimento científico do processo tenha avançado de forma significativa a partir dos trabalhos experimentais efetuados por Argaman e Kaufman (1970), alguns aspectos que dizem respeito à modelação matemática do processo ainda permanecem obscuros.

2. OBJETIVOS

O objetivo principal desta pesquisa foi investigar a influência da dosagem de coagulante metálico e da concentração de partículas primárias presentes na água bruta nas constantes cinéticas de agregação e ruptura, K_A e K_B , para águas de baixa, média e alta turbidez, utilizando o modelo de Argaman e Kaufman para a cinética de floculação de um reator em batelada.

Os objetivos específicos foram:

a) analisar a eficiência do processo de floculação, definida como a relação entre a turbidez da água decantada e a turbidez da água bruta, através da influência dos seguintes parâmetros:

- velocidade de sedimentação;
- dosagem de coagulante;
- gradiente de velocidade;
- concentração de partículas primárias.

b) comparar a eficiência do processo de floculação para diferentes concepções de reatores e calcular o tempo de floculação em um reator estático que permita a mesma eficiência quando comparado com um sistema de floculação operando em regime de escoamento contínuo.

3. REVISÃO DA LITERATURA

3.1 Partículas coloidais

A água pode conter inúmeras substâncias, elementos químicos e microrganismos considerados como impurezas, que podem prejudicar a saúde humana se não forem reduzidos ou eliminados (CARVALHO, 2008).

As substâncias responsáveis pela cor e turbidez podem, muitas vezes, se apresentar organizadas no meio aquoso em diferentes escalas de tamanho, afetando significativamente a forma como essas substâncias interagem com o solvente e os demais componentes da solução/mistura (VANLOON e DUFFY, 2000).

A Figura 1 ilustra a distribuição de tamanho de alguns componentes típicos de águas naturais agrupando-os em três categorias: solúvel, coloidal e precipitado. Segundo essa classificação (arbitrária), os colóides compreendem as partículas, ou gotas, em suspensão na água com diâmetro entre 10 nm (10^{-8} m) e 10 μ m (10^{-5} m).

Figura 1 - Classificação por tamanho de matérias comumente presentes em águas naturais.

Fonte: VANLOON e DUFFY (2000).

De acordo com Theodoro (2010), nas águas contaminadas as dispersões coloidais estão presentes na forma de colóides hidrofílicos e colóides hidrofóbicos. Colóides hidrofílicos estão prontamente dispersos em água e não possuem tendência para aglomeração; são

estáveis e eles possuem carga ligeiramente negativa. São exemplos de materiais coloidais hidrofílicos: sabões, amido solúvel, proteínas solúveis e detergentes sintéticos. Colóides hidrofóbicos não possuem nenhuma afinidade com a água e devem a sua estabilidade às cargas elétricas que possuem. Uma taxa de íons positivos, vindos a partir da água, são adsorvidos sobre os colóides e a repulsão eletrostática entre as partículas coloidais carregadas produz uma dispersão coloidal estável.

As propriedades eletrocinéticas dos colóides indicam que os mesmos apresentam cargas elétricas cuja magnitude e sinal são funções das características do material de origem. Deste modo, os colóides de cargas elétricas de mesma natureza se repelem, evitando a formação de uma partícula de maior tamanho. A carga elétrica da partícula é o fator responsável pela estabilidade do colóide (BRESAOLA, 1993).

As partículas coloidais presentes em águas naturais geralmente têm superfícies carregadas negativamente causando repulsão entre partículas que inibe a agregação em partículas maiores que podem ser removidas por gravidade. Os coagulantes são normalmente adicionados para aumentar a cinética de agregação de partículas em flocos. Quando é adicionado um coagulante tal como sulfato de alumínio à água, formam-se espécies solúveis de hidrólise carregadas positivamente que adsorvem sobre os colóides. Além disso, a precipitação de $\text{Al}(\text{OH})_3$ pode ocorrer em superfícies coloidais e esta fase sólida é carregada positivamente em valores circunferenciais de pH. A neutralização da carga de superfície de partícula negativa que se segue após a adição de coagulante é tipicamente refletida na formação rápida de agregados coloidais ou flocos (TSE, 2011).

Na água, grande parte das partículas coloidais e moléculas das substâncias húmicas possuem cargas elétricas superficiais carregadas negativamente, devido aos seguintes processos (DAVINO, 1976 citado por CARDOSO, 2007):

- Defeito na rede de cristais da matéria, pois a maioria das águas naturais superficiais apresenta muitos tipos de argilas, que são basicamente constituídas de silicatos de alumínio. Assim, ocorre a substituição dos átomos de alumínio por silício na rede do cristal, o que gera um excesso de cargas negativas na superfície desses agregados;
- Ionização da superfície das partículas em suspensão na água, porque a matéria silicosa presente nessa suspensão pode sofrer hidratação para formar grupos silanol que, consequentemente também se ionizam, conferindo cargas negativas à matéria suspensa;
- A matéria orgânica originária das substâncias húmicas em suspensão nas águas superficiais

apresenta uma grande variedade de compostos contendo os grupos fenólicos, carboxílicos e aminas, parcialmente ionizados. Isso também confere cargas negativas à matéria em suspensão na água.

Devido à ocorrência destes três fenômenos, os colóides dispersos na água se apresentam com cargas elétricas superficiais negativas, mesmo depois de um balanço com os íons de carga contrária presentes. De maneira geral, todas as partículas dispersas em águas cujo pH se encontra entre 4 e 10 apresentam cargas negativas devido à adsorção seletiva de íons eletronegativos (CAMPOS e POVINELLI, 1976).

3.1.1 Mecanismos de desestabilização de partículas coloidais

A coagulação é resultante da ação individual ou combinada, de quatro mecanismos distintos: compressão da camada difusa, adsorção e neutralização, varredura e adsorção e formação de pontes. (DI BERNARDO e DANTAS, 2005). O mecanismo de coagulação/floculação das impurezas que estão contidas nas águas brutas depende do tipo de coagulante utilizado, com o objetivo de se obter água tratada para fins domésticos ou industriais (CARDOSO, 2007).

3.1.1.1 Compressão da Camada Difusa

Tomando-se uma superfície plana carregada negativamente, em contato com um líquido que contenha íons positivos e negativos dissolvidos, haverá um acúmulo de cargas positivas, próximo às paredes (camada compacta) e, enquanto se afasta da mesma, o número de íons de cargas opostas tende a se igualar (camada difusa). Dá-se o nome de dupla camada ao sistema de cargas, a superfície do colóide e a camada de sinal contrário (SPINELLI, 2001).

Um sistema coloidal pode ser desestabilizado pela adição de íons com carga contrária à das partículas coloidais. A desestabilização de um colóide por um eletrólito indiferente, como o cloreto de sódio, ocorre devido às interações eletrostáticas, ou seja, íons de mesma carga são repelidos e íons de carga contrária são atraídos pelos colóides.

Quando se introduzem sais simples em um sistema coloidal ocorre o aumento da densidade de cargas na camada difusa e a diminuição da esfera de influência das partículas, ocasionando o que se chama de coagulação por compressão da camada difusa. O aumento de íons positivos e negativos na água acarreta o acréscimo do número de íons na camada difusa que, para manter-se eletricamente neutra, tem seu volume reduzido, de modo que as forças de van

der Waals sejam dominantes, eliminando a estabilização eletrostática (DI BERNARDO, 1993).

Spinelli (2001) afirma que, os principais aspectos relacionados a esse mecanismo de coagulação são: primeiro, a quantidade necessária de eletrólitos para conseguir a coagulação é independente da concentração de colóide na água e, segundo, não é possível causar a reversão de carga dos colóides.

3.1.1.2 Adsorção-Neutralização

A desestabilização de uma dispersão coloidal consiste nas interações entre coagulante-colóide, coagulante-solvente e colóide-solvente. O mecanismo de adsorção e neutralização das cargas é muito importante quando se aplicam tecnologias de filtração direta, pois não há necessidade de produção de flocos para posterior sedimentação, mas de partículas desestabilizadas que serão retidas no meio granular dos filtros (DI BERNARDO e DANTAS, 2005).

3.1.1.3 Varredura

Dependendo da dosagem de coagulante, do pH da mistura e da concentração de alguns tipos de íons na água, poderá ocorrer a formação de precipitados, que são espécies hidrolisadas com cargas positivas. As partículas coloidais presentes comportam-se como núcleos de condensação (CARDOSO, 2007).

Este mecanismo é muito usado nas estações de tratamento de água em que se têm floculação e sedimentação antecedendo a filtração (DI BERNARDO e DANTAS, 2005), ou seja, nos casos nos quais o sulfato de alumínio é aplicado.

3.1.1.4 Ponte interparticular

Este mecanismo envolve o uso de polímeros de grandes cadeias moleculares, os quais servem de ponte entre a superfície à qual estão aderidos e outras partículas (DI BERNARDO e DANTAS, 2005). Para Mendes (1989), o comportamento dos polímeros como coagulantes pode ser explicado baseando-se na sua adsorção à superfície das partículas coloidais, seguida pela redução da carga ou pelo entrelaçamento das partículas na cadeia do polímero.

Segundo Spinelli (2001) esses polímeros podem ser classificados como:

- Catiônicos: apresentam sítios ionizáveis positivos. Ex: íon dialil-dimetil amônia.
- Aniônicos: apresentam sítios ionizáveis negativos. Ex: ácido poliacrílico.
- Não iônicos: não apresentam sítios ionizáveis. Ex: óxido de polietileno.
- Anfotéricos: apresentam sítios ionizáveis negativos e positivos.

3.2 Tratamento de água para abastecimento público

Em sua essência, o tratamento convencional de águas destinadas ao abastecimento público almeja a remoção de partículas suspensas e coloidais. Normalmente, essas partículas possuem massa específica inferior à da água, de modo que a separação direta não é possível. Sendo assim, o principal objetivo do tratamento convencional é combinar processos que possibilitem a separação destas partículas de modo economicamente viável. Assim, gera-se uma água suficientemente livre de partículas, aumentando a eficiência do processo de desinfecção final, atendendo às exigências de potabilidade, e garantindo a segurança da população atendida (DI BERNARDO e SAGOBAL PAZ, 2008; ELDER e BUDD, 2011; RICHTER, 2009; MARQUES, 2016). A Figura 2 apresenta as etapas do processo de tratamento convencional de águas de abastecimento público.

Figura 2 – Fluxograma do tratamento convencional de águas de abastecimento público

Fonte: FERREIRA FILHO (2013)

A primeira operação unitária de tratamento nas ETAs é a coagulação, cujo foco principal é a desestabilização de partículas coloidais. Em seguida, a floculação tem como objetivo promover o encontro entre as partículas desestabilizadas previamente, permitindo que as mesmas se agreguem e formem flocos de massa específica superior à da água. Os flocos formados na floculação são removidos, em sua grande maioria, na sedimentação. As partículas coloidais desestabilizadas remanescentes na água clarificada são então removidas na filtração. A desinfecção final garante a inativação de microrganismos patogênicos. A mesma é realizada após a remoção das partículas da água, pois assim o risco de alojamento dos patógenos nas partículas é reduzido, aumentando a eficiência do agente desinfetante. Após a desinfecção, pode ser necessário dosar flúor e ajustar o pH final da água tratada. O lodo gerado na sedimentação é enviado para adensamento e desidratação. A água de retrolavagem dos filtros é encaminhada para um tanque de equalização para regularização da vazão, antes de seguir também para adensamento e desidratação. Os clarificados gerados no adensamento, na desidratação do lodo e na equalização da água de retrolavagem dos filtros, seguem para o início do processo de tratamento (DI BERNARDO e DANTAS, 2005; DI BERNARDO e SAGOBAL PAZ, 2008; ELDER e BUDD, 2011; RICHTER, 2009; MARQUES, 2016).

Vale ressaltar que, no tratamento de água para qualquer finalidade, a coagulação/floculação e sua consequente clarificação constituem etapas fundamentais, pois delas depende a eficiência da filtração (DI BERNARDO, 1993).

Segundo Spinelli (2001), as etapas de coagulação e floculação constituem a parte mais delicada do tratamento de água para abastecimento, pois qualquer falha nesse setor pode acarretar grandes prejuízos na qualidade e custo do produto distribuído à população.

3.2.1 Coagulação /floculação

Em tratamento de água, a finalidade do processo de coagulação e floculação é promover a interação das partículas e transformar as partículas que se encontram em suspensão fina, em estado coloidal ou em solução, bactérias e protozoários ou plâncton, em partículas maiores (flocos) para que possam ser eficazmente removidos por processos de separação subsequentes, tais como, sedimentação, filtração e, em alguns casos, por flotação (MORAES, 2009; LETTERMAN e YIACOUMI, 2011).

A agregação das partículas em suspensão é conseguida em dois passos. No primeiro passo (coagulação), é adicionado um coagulante, tal como íons metálicos trivalentes ou espécies polimerizadas, à água bruta e formam-se partículas primárias durante a mistura rápida. No segundo passo (floculação), colisões e aglomerações ocorrem entre (1) partículas primárias, (2) partículas primárias e flocos, e (3) flocos e outros flocos. O estágio inicial de aglomeração geralmente ocorre durante a mistura rápida (WATANABE, 2017).

Os termos coagulação e floculação são utilizados, praticamente, como sinônimos, uma vez que ambos significam o processo integral de aglomeração das partículas. Mas, pode-se dizer que a coagulação é o processo por meio do qual o agente coagulante é adicionado à água, reduzindo as forças que tendem a manter separadas as partículas em suspensão, e a floculação é a aglomeração dessas partículas por meio de transporte de fluido, de modo a formar partículas maiores que possam sedimentar (RITCHER e NETTO, 1991).

Segundo Brostow et al. (2007), os dois processos, tanto a coagulação como a floculação, são utilizados para realizar a remoção de partículas em suspensão. No caso da coagulação, a desestabilização das suspensões coloidais ocorre pela neutralização das forças que mantêm as partículas em suspensão separadas. Os agregados formados no processo de coagulação são pequenos e fracamente ligados e suas velocidades de sedimentação são relativamente baixas. O processo de floculação em suspensões líquidas é conhecido há décadas como um fenômeno altamente importante. Ao contrário do processo de coagulação, a manipulação da carga elétrica não é o mecanismo dominante na etapa de floculação. Na verdade, a floculação é possível sem alterações significativas das cargas de superfície de partícula. Além disso, a floculação é muito mais eficaz do que a coagulação uma vez que os chamados flocos são maiores e mais fortemente ligados do que os agregados obtidos na coagulação.

Especificamente, a coagulação é um processo químico usado para desestabilizar as partículas coloidais. Adiciona-se um agente químico para gerar íons carregados positivamente na água, que contém colóides carregados negativamente. Como resultado, ocorre uma redução na repulsão existente entre as partículas. A coagulação convencional depende das características da água bruta e da quantidade de impureza que ela contém. Esse fato confere à água flocos mais pesados e com maior capacidade de decantação (MORAES, 2009).

A mistura rápida, ou instantânea, é uma etapa da mistura de alta intensidade utilizada antes do processo de floculação para dispersar o coagulante e dar início ao processo de agregação de partículas (AMIRTHARAJAH e MILLS, 1982). Quando o coagulante é adicionado, as partículas tornam-se desestabilizadas e a alta intensidade de mistura leva a rápida agregação.

No caso de hidrólise de sais metálicos, o propósito primário da mistura rápida é dispersar rapidamente o sal de modo que o contato entre os produtos da hidrólise simples e as partículas ocorra antes do hidróxido de metal precipitado se formar.

Uma rápida dispersão antes da precipitação ajuda a garantir que o coagulante seja distribuído uniformemente entre as partículas. Portanto, na ausência de mistura intensa no ponto de adição de coagulante, é lógico pensar que algumas partículas podem adsorver mais polímero do que outras. Se partículas sobrecarregadas são envolvidas por outras partículas que tem pouco ou nenhum polímero adsorvido, é possível que o processo de agregação irá retardar ou parar antes de serem formados flocos suficientemente grandes (SWETLAND et al., 2014).

Na floculação ocorre a agregação das partículas em suspensão. Essa aglomeração se dá em função das forças de van der Waals. A formação dos flocos pode ocorrer de maneira espontânea, apenas pelos sucessivos choques entre as várias partículas presentes, desde que o sistema possua energia disponível para tal, decorrente da agitação do sistema. No entanto, uma agitação muito intensa pode fazer com que os flocos formados se desagreguem espontaneamente (MORAES, 2009). Sendo assim, não há necessidade de agitação tão intensa quanto aquela utilizada na mistura rápida.

As pesquisas sobre a floculação podem ser divididas em três categorias: (1) características dos flocos, tais como tamanho, densidade, força, forma e natureza fractal; (2) cinética de floculação, como frequência de colisão de partículas, taxa de formação de flocos e distribuição do tamanho dos flocos e (3) aspectos de engenharia de floculação, como intensidade turbulenta, velocidade periférica de pás e tempo de retenção hidráulico (WATANABE, 2017).

3.2.1.1 Fatores que influenciam na coagulação

Pesquisas têm demonstrado que várias variáveis influenciam o desempenho de floculadores hidráulicos no tratamento de água potável. Este processo ainda é mal compreendido porque depende de fatores tais como o pH e a alcalinidade da água bruta, a natureza das partículas coloidais, o tamanho das partículas causadoras da turbidez, a adequação do coagulante à água bruta e a uniformidade da dispersão dos produtos químicos. Em menor grau podem também ser arrolados a concentração e a idade da solução de coagulante, a temperatura e, para o mecanismo de adsorção, o gradiente de velocidade e o tempo de agitação da mistura rápida. (LIBÂNIO, 2010).

Em baixas temperaturas o floco se forma vagarosamente e as partículas finas decantam lentamente. Já em temperaturas moderadas o floco se forma mais rapidamente e de forma mais satisfatória. No entanto, em algumas condições, a quantidade necessária de coagulante pode aumentar com a elevação da temperatura (XIAO, 2010).

Letterman e Yiacoumi (2011) fornecem uma análise minuciosa da teoria e prática de coagulação e floculação. Amirtharajah e O'Melia (1990) revisaram como alguns desses fatores podem afetar o desempenho da unidade de mistura rápida.

3.2.1.2 Coagulantes

O processo de coagulação-floculação depende largamente do papel dos coagulantes ou floculantes, mas o desenvolvimento econômico, o crescimento populacional contínuo e a industrialização resultaram na degradação de vários ecossistemas, que a vida humana depende e resultaram no aumento do volume das águas residuárias produzidas todos os dias contendo várias substâncias químicas e partículas sólidas, que são uma séria ameaça à saúde humana. Por conseguinte, existe uma necessidade de melhorar a eficiência de tratamento durante o processo de coagulação-floculação para resolver esse problema. Por isso, os estudos sobre a melhoria do comportamento do processo de coagulação-floculação têm atraído muito a atenção de pesquisadores (ZHANG e LI, 2003).

A adequada coagulação permite economizar produtos químicos e tempo de agitação para a floculação da água em tratamento (VIANNA, 1992).

Muitos agentes coagulantes são usados nos processos de tratamento de água, como os coagulantes inorgânicos (sais de alumínio e ferro), polímeros orgânicos, sintéticos e naturais. A definição do coagulante frequentemente pauta-se em fatores de ordem econômica, relacionados a adequabilidade à água bruta, à tecnologia de tratamento, ao custo e à preservação dos tanques e dosadores. Ao longo das últimas décadas diversos sais têm sido utilizados como coagulantes, basicamente sais de ferro e de alumínio, e, mais raramente, os polímeros orgânicos são também empregados como coagulantes primários (DEMPSEY, 1984 citado por MORAES, 2004).

O sulfeto ferroso é muito útil para tratar águas com pH elevado, entre 8,5 e 11, o sulfato férrico é conveniente para tratamento de águas altamente coloridas ou ácidas e é efetivo na faixa de pH entre 5,0 a 11,0, enquanto o cloreto férrico produz bons flocos nessa mesma faixa de pH (VIANNA, 1992). Já o aluminato de sódio, considerado um coagulante básico, é usado

em casos especiais ou como um aditivo para a coagulação secundária de águas superficiais altamente coloridas.

Os sais de alumínio e ferro são os agentes mais utilizados no tratamento de água, por serem de baixo custo e terem capacidade coagulante já comprovada. A coagulação/floculação, quando realizada com sais de alumínio e ferro, resulta em dois fenômenos: o primeiro, que é essencialmente químico, consiste nas reações do coagulante com a água, formando espécies hidrolisadas com carga positiva. Depende da concentração do metal presente, da temperatura, da quantidade de impurezas e do pH final da mistura. O segundo, fundamentalmente físico, consiste no transporte dessas espécies hidrolisadas para que haja contato com as impurezas presentes na água (DI BERNARDO, 1993).

Segundo Borba (2001), os coagulantes clássicos ou convencionais, tais como sulfato de alumínio, cloreto ferroso e cloreto férrico, devido à grande eletropositividade dos elementos químicos que os compõem, quando são dissolvidos na água, geralmente, formam compostos gelatinosos de cargas positivas.

O mecanismo de formação dos flocos ocorre por meio da neutralização entre a acidez do coagulante e a alcalinidade da água, que por atração eletrostática entre as cargas positivas resultantes da ionização do coagulante e as cargas negativas das partículas, formam os flocos. Esses são maiores, mais pesados, dotados de ligações iônicas, e têm tendência de se precipitarem quando há uma diminuição da velocidade de escoamento da água (BORBA, 2001).

Os coagulantes convencionais só têm eficiência se a água bruta contiver alcalinidade natural ou adicionada, caso contrário não ocorrerá a coagulação/floculação, devido ao excesso de prótons liberado pelo coagulante (BORBA, 2001).

Foram desenvolvidos diversos compostos poliméricos de ferro e alumínio, constituindo um novo tipo de coagulante amplamente usado nos países do primeiro mundo, conhecidos como polímeros inorgânicos (PAVANELLI, 2001).

As propriedades do alumínio como clarificador de águas, já eram conhecidas pelos antigos egípcios e gregos. Já as propriedades do ferro só foram descobertas no século XIX. Atualmente, sais de Al^{3+} são os floculantes mais usados, seguidos de sais de Fe^{3+} e Fe^{2+} . Esses sais reagem com a alcalinidade formando hidróxidos que desestabilizam os colóides (FRANÇOIS, 1987).

O sulfato de alumínio é provavelmente a substância química mais amplamente utilizada para coagulação dos suprimentos públicos de água, devido à excelente formação do floco, seu

baixo custo, e facilidade de transporte e de manuseio. O pH utilizado no processo de coagulação com sulfato de alumínio é de 5,0 a 8,0 (LIBÂNIO, 1995).

O sulfato de alumínio é fornecido em pó ou granulado e apresenta a fórmula química $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14,3\text{H}_2\text{O}$ ou $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$. Em função da concentração da solução do coagulante, o alumínio poderá se encontrar em maior ou menor porcentagem na forma de $\text{Al}(\text{H}_2\text{O})_6^{3+}$ ou ainda na forma de hidroxocomplexos e, em algumas situações, poderá influir na eficiência da coagulação, precedendo a floculação, sedimentação ou a filtração (DI BERNARDO e DANTAS, 2005). Seu efeito como coagulante é fortemente dependente do pH, e no final do tratamento pode ficar presente na água uma alta concentração de alumínio residual, em consequência do pH de floculação utilizado (KAWAMURA, 1991).

Quando o alumínio é adicionado na água e hidrolisa, há a formação de um grande número de espécies monoméricas, e possíveis espécies poliméricas. A maior parte desses produtos encontra-se em equilíbrio com o precipitado sólido de hidróxido de alumínio $[\text{Al}(\text{OH})_3]$. Estas espécies hidrolisadas podem ainda incluir compostos de alumínio polinucleares. A natureza dos produtos formados é afetada pelo pH de origem da água, alcalinidade, temperatura, outras partículas, matéria orgânica, dosagem de coagulante e pH de coagulação (AMIRTHARAJAH e O'MELIA, 1990).

Utilizando-se o sulfato de alumínio como coagulante, quando se trabalha com água que possua cor alta e turbidez baixa, o pH de coagulação ideal é menor, em torno de 5,0 a 6,0 do que quando se tem uma água com turbidez alta. Nesse caso, o pH de coagulação ideal fica em torno de 7,0 a 8,2. (AMIRTHARAJAH, 1989 citado por CAMPOS et al., 2005). A Figura 3 apresenta um diagrama de solubilidade do alumínio em função do pH.

De acordo Ferreira Filho e Lage Filho (1996), a eficiência do processo de coagulação está diretamente relacionada com o binômio pH – dosagem de coagulante, sendo que, uma vez adicionada uma quantidade de coagulante necessário para que o sistema coloidal seja desestabilizado, o pH de coagulação deve ser ajustado, seja com base ou ácido.

Figura 3 - Diagrama de solubilidade do alumínio

Fonte: FERREIRA FILHO (2013)

Nas estações de tratamento de água, a concentração da solução de sulfato de alumínio, obtida a partir do produto granulado, é adotada, geralmente, entre 5 e 20% (50 a 200 g/L), enquanto, o sulfato de alumínio comercial em estado líquido, com concentração da ordem de 48-50%, pode conter ácido sulfúrico adicional, apresenta pH muito baixo e maior quantidade de complexos de sulfato. Do exposto, é de esperar que, em função da concentração da solução do coagulante, o alumínio possa estar em maior ou menor porcentagem na forma de $Al(H_2O)_6^{3+}$, ou ainda na forma de hidroxocomplexos, e influir na eficiência da coagulação.

Nas estações de tratamento de água, a concentração da solução tem sido relacionada ao tamanho dos tanques de preparação (quando é usado o sulfato de alumínio granulado) ou dos tanques de diluição (quando é usado o sulfato de alumínio líquido) e ao controle da vazão da solução aplicada na água bruta, do que com a eficiência da coagulação.

3.2.2 Sedimentação

O processo de sedimentação para a remoção de partículas sólidas em suspensão é um dos mais comuns no tratamento de água. Consiste na utilização de forças gravitacionais para

separação de partículas de densidade superior à da água, depositando-as em uma superfície ou zona de armazenamento. As partículas que não são removidas na sedimentação, sejam por seu pequeno tamanho ou por serem de densidade muito próxima à da água, deverão ser removidas na filtração. Esse é um fenômeno físico no qual as partículas suspensas apresentam movimento descendente em meio líquido, em decorrência da ação da gravidade. Sendo assim, propicia a clarificação da água (DI BERNARDO e DANTAS, 2005).

Como as partículas coloidais presentes na água apresentam baixa velocidade de sedimentação, a coagulação química é necessária nas estações de tratamento de água, visando à redução da quantidade de material suspenso e dissolvido antes da filtração. A velocidade de sedimentação dos flocos vai depender da qualidade da água bruta, das características químicas da coagulação, e dos parâmetros físicos da floculação (DI BERNARDO e DANTAS, 2005).

3.2.3 *Filtração*

A floculação é um processo importante no sistema de filtração rápida de areia, pois produz flocos sedimentáveis na bacia de sedimentação, reduzindo assim a retenção da carga sólida através do filtro rápido de areia. Normalmente, não é possível se obter água totalmente clarificada apenas por meio do uso da coagulação/floculação e decantação, sendo necessário então, o uso da filtração. Esta consiste na remoção de partículas suspensas e coloidais e de microrganismos presentes na água, que escoam através de um meio granular. É considerado um processo de separação físico, em que a água atravessa um leito filtrante, em geral areia e carvão, de modo que as partículas em suspensão sejam retidas, produzindo uma água mais limpa (DI BERNARDO e DANTAS, 2005).

A filtração numa estação de tratamento de água remove, da água em tratamento, as partículas em suspensão que não foram retidas na decantação. Juntamente com essas partículas, a filtração remove também os microrganismos que a elas estiverem associados (VIANNA, 1992).

Em geral, a filtração é a fase final de remoção das impurezas realizada em uma estação de tratamento de água – ETA, portanto, a principal responsável pela produção de água com qualidade condizente com o padrão de potabilidade, conforme a Portaria nº 2914 de 12 de dezembro de 2011 do Ministério da Saúde.

A filtração rápida constitui uma barreira sanitária importante, podendo reter microrganismos patogênicos que resistem a outros processos de tratamento. Quando se utiliza a operação de filtração com filtro de areia, os resultados demonstram normalmente uma boa remoção de bactérias, na ordem de 90%, alta remoção de cor e turbidez, porém, baixa remoção de odor e gosto.

3.3 Modelação matemática do processo de floculação

3.3.1 Equação fundamental

A representação matemática da floculação, ou seja, o processo pelo qual as partículas em suspensão desestabilizadas são agregadas, convencionalmente tem sido baseada considerando o processo como dois passos distintos: transporte e agregação. A etapa de transporte, levando à colisão de duas partículas, é alcançada em virtude de variações locais de velocidades do fluido/partículas, aparecendo através (a) do aleatório movimento “browniano” das partículas (floculação pericinética), (b) impondo gradientes de velocidade de mistura (floculação ortocinética) e (c) diferenças de velocidades entre as partículas individuais (sedimentação diferencial). A agregação é então dependente de um número de forças de curto alcance, em grande parte pertencentes à natureza da superfície da partícula (THOMAS, 1999; AMIRTHARAJAH e O'MELIA, 1990).

Estes dois conceitos podem ser expressos matematicamente pela Equação 1, como uma taxa de colisão entre as partículas de tamanho i e j :

$$J = \alpha_{i,j} \beta_{i,j} n_i n_j \quad \text{Equação (1)}$$

Na qual,

$\alpha_{i,j}$ = eficiência de colisão (valores entre 0 e 1);

$\beta_{i,j}$ = frequência de colisão entre as partículas de tamanho i e j (L^3T^{-1});

n_i, n_j = concentrações de partículas para partículas de tamanho i e j , respectivamente (ML^{-3}).

Segundo Thomas (1999), a frequência de colisão β é uma função do modo de floculação, ou seja, pericinético, ortocinético ou sedimentação diferencial. A eficiência de colisão, α (tendo valores entre 0 e 1), é função do grau de desestabilização da partícula: quanto maior o grau de

desestabilização, maior o valor de α . Assim, na realidade, β é uma medida de eficiência de transporte levando a colisões, enquanto que α representa a porcentagem dessas colisões que levam à agregação.

O termo α corrige a hipótese simplificadora de que o transporte não é influenciado pelas forças de curto alcance que afetam o movimento da partícula quando duas partículas se movem juntas. As importantes forças de curto alcance são repulsão da dupla camada, atração de van der Waals, e retardo hidrodinâmico. Retardo hidrodinâmico é causado pelo fluxo de fluido viscoso entre as partículas à medida que elas começam a colidir. Retardamento hidrodinâmico e repulsão de camada dupla tendem a diminuir o movimento da partícula e inibir colisões, e a atração de van der Waals tende a promovê-los (LETTERMAN e YIACOUMI, 2011).

As equações que prescrevem a magnitude de α vem geralmente a partir de estudos nos quais soluções numéricas das equações completas de movimento de interações entre partículas são comparadas com soluções obtidas com as equações de transporte simplificadas que não consideram as forças de curto alcance. Han e Lawler (1992), na modelagem do processo de floculação, resumiram os vários estudos sobre transporte de partículas e o significado e a incorporação de forças de curto alcance nos modelos (LETTERMAN e YIACOUMI, 2011).

Quase todos os modelos de floculação são baseados nesta equação fundamental. Os valores dos parâmetros α e β são dependentes de um grande número de fatores que vão desde a natureza das partículas com o método de desestabilização e o regime de escoamento predominante durante a floculação. Muitas pesquisas em modelagem de floculação tem sido dirigidas a estabelecer equações e valores específicos para estes dois parâmetros. É importante, no entanto, para não esquecer a importância dos termos n_i e n_j na equação, como a taxa global aumenta sempre com a concentração de partículas (THOMAS, 1999).

Na interpretação de α e β dado acima, implica que os dois parâmetros são independentes um do outro. No entanto, existe uma segunda interpretação de α e β , que faz a distinção entre eles menos clara. Pode-se considerar que α , além de permitir a desestabilização da partícula, ser um fator de correção experimental para compensar as deficiências da representação teórica de β , de tal forma que os valores de α não estão mais confinados entre 0 e 1 (THOMAS, 1999).

3.3.2 Floculação Pericínética

As partículas coloidais presentes na água bruta são continuamente bombardeadas pelas moléculas de água, o que permite que elas movimentem-se em meio aquoso, dando origem ao movimento browniano. Estando as partículas coloidais submetidas ao movimento browniano, estas podem chocar-se umas com as outras, podendo agregar-se, formando partículas maiores. No entanto, o movimento browniano como mecanismo de transporte apenas é significativo para partículas com dimensões menores do que 1 μm e, conforme será mostrado mais adiante, a significância do processo de floculação pericínética é muito reduzido em comparação com os demais (LETTERMAN e YIACOUMI, 2011).

Matematicamente, a eficiência da floculação pericínética na agregação de suspensões coloidais pode ser desenvolvida da seguinte forma: considerando uma suspensão coloidal monodispersa, com uma partícula central imóvel e uma concentração de partículas conhecidas a uma distância infinita, o fluxo de partículas em direção ao centro pode ser representado através da Equação 2 (HESPANHOL, 1982; HIEMENZS, 1986; DI BERNARDO, 1993; LETTERMAN e YIACOUMI, 2011):

$$J = -D_f \cdot \frac{\partial N}{\partial r} \quad \text{Equação (2)}$$

Na qual,

J = fluxo de partículas coloidais em direção a partícula central ($\text{ML}^{-2} \text{T}^{-1}$),

D_f = coeficiente de difusão molecular (L^2T^{-1}),

N = concentração de partículas primárias (ML^{-3}),

r = distância medida a partir do centro da partícula imóvel (L).

Admitindo regime permanente, a concentração de partículas primárias será independente do espaço e, desta forma, todos os choques que porventura ocorram das partículas coloidais com a partícula central imóvel resultarão em uma igual taxa de desaparecimento das mesmas da fase líquida. Deste modo, pode-se escrever que:

$$J_p = -J \cdot 4\pi \cdot r^2 = \text{constante} \quad \text{Equação (3)}$$

Na qual,

J_p = frequência de colisão entre partículas (L^3T^{-1}).

Assim sendo, substituindo-se a Equação 2 em 3, tem-se que:

$$J_p = 4\pi \cdot r^2 \cdot D_f \cdot \frac{\partial N}{\partial r} \quad \text{Equação (4)}$$

As condições de contorno para que seja possível integrar a Equação 4 são as seguintes: para $r=\infty$ tem-se que $N = n_0$ e para $r = R_c$ tem-se que $N = 0$. Integrando-se a Equação 4 utilizando-se as condições de contorno formuladas, obtém-se a seguinte expressão:

$$J_p = 8 \cdot \pi \cdot n_0 \cdot D_f \cdot R_c \quad \text{Equação (5)}$$

Na qual,

n_0 = concentração de partículas primárias a uma distância infinita da partícula central (ML^{-3}),

R_c = raio de colisão entre duas partículas (L).

Entendendo-se o resultado para suspensões heterodispersas, tem-se que:

$$J_p = 4\pi(n_i) \cdot (n_j) \cdot (D_i + D_j) \cdot (R_i + R_j) \quad \text{Equação (6)}$$

Na qual,

n_i = concentração de partículas de raio R_i (ML^{-3}),

n_j = concentração de partículas de raio R_j (ML^{-3}),

D_i = coeficiente de difusão molecular da partícula de raio R_i (L^2T^{-1}),

D_j = coeficiente de difusão molecular da partícula de raio R_j (L^2T^{-1}),

R_i e R_j = raio das partículas i e j (L).

O coeficiente de difusão molecular pode ser calculado através da seguinte expressão (Hiemenz, 1986):

$$D_i = \frac{k.T}{6\pi.\mu.R_i} \quad \text{Equação (7)}$$

Na qual,

k= constante de Boltzman (JT^{-1}),

μ = viscosidade dinâmica da água ($ML^{-1} T^{-1}$),

T = temperatura absoluta (K).

Substituindo-se a Equação 7 em 6, tem-se que:

$$J_p = \frac{2.k.T}{3.\mu} \left(\frac{1}{R_i} + \frac{1}{R_j} \right) (R_i + R_j) n_i.n_j \quad \text{Equação (8)}$$

Na qual,

J_p = frequência de colisões pelo mecanismo de floculação pericinética (L^3T^{-1}).

A Equação 8 também pode ser escrita da seguinte forma:

$$J_p = \beta_p.n_i.n_j \quad \text{Equação (9)}$$

$$\beta_p = \frac{2.k.T.(d_i + d_j)^2}{3.\mu.\mu_i.d_j} \quad \text{Equação (10)}$$

Uma das formas de analisar qual é a importância relativa entre as principais variáveis intervenientes nos mecanismos de floculação, é calcular os coeficientes de frequência de colisão para um diâmetro de partícula fixo e outro variável. A Figura 4 apresenta valores de β_p calculados de acordo com a Equação 10 para diferentes diâmetros de partícula.

Uma análise da Figura 4 permite concluir que, quanto maior é a diferença numérica entre os diâmetros das partículas envolvidas no mecanismo de floculação pericinética, maior é a frequência de colisões e, desta forma, maior a sua eficiência.

Figura 4 - Frequência de colisões calculadas para mecanismo de floculação pericínética para diferentes diâmetros de partículas coloidais.

Fonte: autor.

Pode-se observar que, para um determinado diâmetro de partícula d_i , o menor valor de β_p ocorre para um valor de d_j igual a d_i . Isto significa que em suspensões monodispersas a frequência de colisões no mecanismo de floculação pericínética tende a ser menor quando comparada com suspensões heterodispersas. Deste modo, uma suspensão heterodispersa deve flocular mais efetivamente do que uma suspensão monodispersa no mecanismo de floculação pericínética. Esta conclusão, por enquanto, é apenas baseada em uma análise matemática da Equação 10, não existindo até o momento nenhuma evidência experimental que corrobore tal conclusão.

De acordo com a Equação 10, pode-se perceber que a temperatura é um parâmetro interveniente no mecanismo de floculação pericínética, não apenas por alterar a temperatura em si, mas também a viscosidade dinâmica do fluido. A Figura 5 apresenta a influência da temperatura no cálculo da frequência de colisões no mecanismo de floculação pericínética.

Figura 5 - Frequência de colisões calculadas para mecanismo de floculação pericínética para diferentes temperaturas.

Fonte: autor.

De acordo com a Figura 5, quanto maior for a temperatura da água, maior será a frequência de colisões e, como já foi dito, não apenas pela sua alteração, mas também, por alterar a viscosidade dinâmica da água.

Alguns operadores de estações de tratamento de água têm notado, na prática, uma maior dificuldade no tratamento de águas em baixas temperaturas quando comparado com águas em temperatura mais altas.

Alguns pesquisadores têm evidenciado que tal efeito deve-se não apenas à cinética de floculação propriamente dita, mas também às características físicas dos flocos formados, sendo que estes formados em baixas temperaturas (valores da ordem de $5 \text{ }^\circ\text{C}$) apresentam uma maior fragilidade quando comparado com flocos formados em altas temperaturas (valores da ordem de 20°C). Esta característica foi experimentalmente demonstrada ser válida tanto para flocos formados por hidróxido férrico como para hidróxido de alumínio (HANSON et al., 1990).

No entanto, por ser o Brasil um país de clima tropical, tendo apenas em algumas regiões valores baixos de temperatura, e apenas durante curtos períodos de tempo, esta grandeza não traz grande influência na operação de ETA brasileiras.

3.3.3 Floculação ortocinética

A existência de gradientes de velocidade em escoamentos laminares ou turbulentos pode permitir a colisão entre partículas primárias e sua posterior agregação. Este processo é chamado de floculação ortocinética. Considerando uma partícula central imóvel em presença de um campo de velocidades em regime laminar, conforme apresentado nas Figuras 6 e 7:

Figura 6 - Esfera de colisão formada em torno da partícula central.

Fonte: CLARK (1996)

Admitindo-se que ocorra o choque entre uma partícula móvel de raio r_j e partícula central imóvel de raio r_i , tem-se que o fluxo de partículas pode ser calculado através da Equação 11:

$$J = \oint_A (n \cdot U) \cdot n_j \cdot dA \quad \text{Equação (11)}$$

Na qual,

J = fluxo de partículas coloidais em direção a partícula central ($ML^{-2} T^{-1}$),

n = vetor normal ao elemento de área dA ,

U = velocidade da partícula de raio r_j (LT^{-1}),

n_j = concentração de partículas de raio r_j (ML^{-3}).

Figura 7 – Esfera de colisão tridimensional em presença de um campo de velocidade bidimensional.

Fonte: CLARK (1996)

O termo (nU) , de acordo com a Figura 7, pode ser escrito da seguinte forma:

$$(n.U) = -(1.\text{sen}(\Phi)) \left[(r_i + r_j) \cdot \cos(\Phi) \cdot \frac{dU}{dx} \right] \quad \text{Equação (12)}$$

O termo $-(1.\text{sen}(\Phi))$ é o vetor normal ao elemento de área dA , ao passo que o termo $(r_i + r_j) \cdot \cos(\Phi) \cdot dU/dx$ é a velocidade local no elemento de área dA . O termo dA pode ser escrito da seguinte forma:

$$dA = \left[2 \cdot (r_i + r_j) \cdot \text{sen}(\Phi) \right] \cdot \left[(r_i + r_j) \cdot d\Phi \right] \quad \text{Equação (13)}$$

Substituindo-se as Equações 12 e 13 em 11, e levando-se em consideração o fato que também o quadrante sul está sujeito às colisões com partículas coloidais de raio r_i , tem-se que:

$$Jo = -4.n_j \cdot \frac{dU}{dx} \cdot (r_i + r_j)^3 \cdot \int_0^{\pi/2} \text{sen}(\Phi)^2 \cdot \cos(\Phi) \cdot d\Phi \quad \text{Equação (14)}$$

Resolvendo a integral contida na Equação 14, chega-se a seguinte expressão:

$$J_o = \frac{4}{3} \cdot n_i (r_i + r_j)^3 \cdot \frac{dU}{dx} \quad \text{Equação (15)}$$

Considerando uma suspensão heterodispersa e levando-se em consideração o fato de que também a partícula de raio r_i movimenta-se na fase líquida, matematicamente pode-se dizer que a taxa de colisão entre as partículas de raio r_i e r_j é dada pela Equação 16:

$$J_o = \frac{4}{3} \cdot n_i n_j (r_i + r_j)^3 \cdot \left(\frac{dU}{dx} \right) \quad \text{Equação (16)}$$

Na qual,

J_o = frequência de colisões pelo mecanismo de floculação ortocinética (L^3T^{-1}),

dU/dx = gradiente de velocidade laminar local (T^{-1}).

Uma vez que é muito difícil a quantificação de dU/dx , é comum substituir o valor do gradiente de velocidade laminar local pelo valor do gradiente médio de velocidade, calculado indiretamente através da potência externa introduzida no escoamento. Deste modo, pode-se escrever que:

$$\left(\frac{dU}{dx} \right) \propto \bar{G} \quad \text{Equação (17)}$$

Na qual,

$\bar{G}$ = gradiente médio de velocidade ao longo do escoamento (T^{-1}).

Substituindo a Equação 17 na Equação 16, tem-se que:

$$J_o = \frac{4}{3} \cdot n_i n_j (r_i + r_j)^3 \cdot \bar{G} \quad \text{Equação (18)}$$

Do mesmo modo que para o mecanismo de floculação pericinetica, a Equação 18 pode também ser escrita da seguinte forma:

$$(J)_0 = \beta_0 \cdot n_i \cdot n_j \quad \text{Equação (19)}$$

$$\beta_o = \frac{(d_i + d_j)^3 \cdot \overline{G}}{6} \quad \text{Equação (20)}$$

Uma das grandes limitações da Equação 18 é que a mesma foi desenvolvida tendo-se partido do pressuposto que o escoamento é laminar. No entanto, na Engenharia Sanitária e Ambiental, dificilmente tem-se escoamento laminar e, ao contrário, a maior parte dos escoamentos é de natureza turbulenta, o que de certa forma é um fator limitante à sua aplicação.

Camp e Stein (1943) foram os primeiros pesquisadores a considerar a necessidade de serem efetuadas algumas correções na Equação 18, de modo a ser possível a sua aplicação na Engenharia Sanitária e Ambiental. A partir deste trabalho, foi sugerido que o gradiente de velocidade médio fosse calculado através da Equação 21:

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu \cdot V}} \quad \text{Equação (21)}$$

Na qual,

P= Potência externa introduzida no escoamento (ML^2T^{-2}),

V= volume (L^3).

Camp e Stein (1943) tinham perfeita consciência de que o gradiente de velocidade no interior das câmaras de floculação era variável espacialmente. No entanto, devido às inúmeras limitações no desenvolvimento de um parâmetro melhor, durante muito tempo e, ainda hoje, o parâmetro gradiente médio de velocidade é extensivamente utilizado no projeto de operações e processos unitários componentes de estações de tratamento de água.

Clark (1985) reavaliou as hipóteses efetuadas por Camp e Stein (1943) e apontou como principal incorreção o fato do referido pesquisador ter trabalhado com a modelação de um escoamento tridimensional como um escoamento bidimensional. No entanto, apesar da brilhante interpretação e análise da validade do parâmetro gradiente de velocidade, também o referido pesquisador não apresentou nenhuma metodologia que pudesse definir um substituto do parâmetro G.

Algumas tentativas têm sido efetuadas tendo-se por propósito avaliar novos parâmetros que melhor quantifiquem o grau de turbulência em sistemas de floculação, especialmente pelo fato da grandeza G ser válida apenas para escoamento laminares (CLEASBY, 1984; MCCONNACHIE, 1991). No entanto, ainda do ponto de vista prático, com todas as suas limitações, não encontrou-se parâmetro melhor.

A Figura 8 apresenta valores de β_o calculado de acordo com a Equação 20 para diferentes diâmetros de partícula e um valor fixo de gradiente de velocidade.

Figura 8 - Frequência de colisões calculadas para mecanismo de floculação ortocinética para diferentes diâmetros de partículas coloidais.

Fonte: autor.

Conforme pode ser observado na Figura 8, quanto maiores os diâmetros das partículas coloidais, também serão maiores as frequências de colisão. Isto significa que quanto maiores forem os diâmetros das partículas, mais efetivo será o processo de floculação na agregação das partículas coloidais.

Deve ser notado que, uma vez fixado um diâmetro de partícula i , para partículas coloidais de diâmetro j menores do que i , a frequência de colisões sofre pouco ou quase nenhuma alteração. Por outro lado, com o aumento gradativo do diâmetro da partícula j , para valores de d_j maiores do que d_i , passa a ocorrer um aumento significativo da eficiência do processo de

floculação ortocinética. Assim sendo, esta é grandemente dependente do tamanho da maior partícula. Também pode-se observar que, para grandes diâmetros de partículas coloidais d_j , os valores de frequência de colisão tendem a um mesmo valor sendo, portanto, praticamente independentes do diâmetro da partícula coloidal d_i .

Do ponto de vista de engenharia, é possível manipular o mecanismo de flocculação ortocinética simplesmente aumentando ou diminuindo o gradiente médio de velocidade, uma vez que a frequência de colisões neste mecanismo é diretamente proporcional ao valor de G . Isto pode ser efetuado indiretamente aumentando ou diminuindo a potência externa introduzida no escoamento. A Figura 9 apresenta a variação da frequência de colisões no mecanismo de flocculação ortocinética para diferentes valores de gradientes médios de velocidade.

Figura 9 - Frequência de colisões calculadas para mecanismo de flocculação ortocinética para diferentes valores de gradientes de velocidade.

Fonte: autor.

Como era de se esperar, com o aumento do gradiente de velocidade, maior é o aumento da frequência de colisões no mecanismo de flocculação ortocinética e, conseqüentemente, maior a eficiência da operação unitária.

Do ponto de vista prático, no entanto, tem-se evidenciado que o aumento gradativo do gradiente médio de velocidade não necessariamente implica em um correspondente aumento da eficiência do processo de flocculação, uma vez que o modelo matemático apresentado pela

Equação 18 apenas considera a agregação de partículas coloidais, não considerando a quebra das mesmas quando submetidas a altos valores de gradientes de velocidade ou elevados tempos de floculação.

3.3.4 Floculação por sedimentação diferencial

Floculação por sedimentação diferencial ocorre quando as partículas têm velocidades de sedimentação desigual e o seu alinhamento na direção vertical tende a colidir quando uma ultrapassa a outra. A força motriz para este mecanismo é a gravidade.

Admitindo a inexistência de um campo de velocidades e partículas com mesma massa específica, mas com diferentes diâmetros, estas terão também, diferentes velocidades de sedimentação. Assim sendo, a taxa de colisões entre partículas de diâmetros d_i e d_j na unidade de tempo pode ser escrito da seguinte forma:

$$J_{sd} = \frac{\pi(d_i + d_j)^2}{4} \cdot n_i n_j (v_i - v_j) \quad \text{Equação (22)}$$

Na qual,

J_{sd} = frequência de colisões pelo mecanismo de sedimentação diferencial (L^3T^{-1});

v_i, v_j = velocidades de sedimentação das partículas de diâmetro d_i e d_j , respectivamente (LT^{-1})

Admitindo que as velocidades v_i e v_j possam ser calculadas utilizando-se a expressão de Stokes, tem-se que:

$$v_i = \frac{(\rho_p - \rho)g.d_i^2}{18.\rho.\nu} \quad \text{Equação (23)}$$

Na qual,

ρ_p = massa específica da partícula (ML^{-3}),

ν = viscosidade cinemática da água (L^2T^{-1})

ρ = massa específica da água (ML^{-3}).

Substituindo-se a Equação 23 em 22, tem-se que:

$$J_{sd} = \frac{\pi \cdot g \cdot (\rho_p - \rho) (d_i + d_j)^3 \cdot (d_i - d_j) n_i \cdot n_j}{72 \cdot \rho \cdot \nu} \quad \text{Equação (24)}$$

A Equação 24 também pode ser escrita da seguinte forma:

$$(J)_{sd} = \alpha_{sd} \cdot \beta_{sd} \cdot n_i \cdot n_j \quad \text{Equação (25)}$$

$$\beta_{sd} = \frac{\pi \cdot g \cdot (\rho_p - \rho) (d_i + d_j)^3 \cdot (d_i - d_j)}{72 \cdot \rho \cdot \nu} \quad \text{Equação (26)}$$

Esta expressão é baseada em várias suposições; as partículas são esféricas e têm a mesma densidade e as suas velocidades de sedimentação são previstas pela lei de Stokes. De acordo com a equação a taxa de floculação por sedimentação diferencial é maximizada quando ambas as partículas são grandes e densas e a diferença em seus tamanhos é grande. O efeito das forças atrativas de curto alcance e o retardo hidrodinâmico na taxa de floculação por sedimentação diferencial foi avaliado por Han e Lawler (1991). A Figura 10 apresenta valores de β_{sd} calculados de acordo com a Equação 26 para diferentes diâmetros de partícula e valores fixos de massa específica das partículas coloidais e temperatura do fluido.

Conforme era de se esperar, para partículas de mesmo diâmetro, as frequências de colisão são iguais a zero, uma vez que ambas apresentam mesma velocidade de sedimentação.

Do mesmo modo que no mecanismo de floculação ortocinética, pode-se notar que, fixado um diâmetro de partícula i , para partículas coloidais de diâmetro j menores do que i , a frequência de colisões sofre pouco ou quase nenhuma alteração. Por outro lado, com o aumento gradativo do diâmetro da partícula j , para valores de d_j maiores do que d_i , passa a ocorrer um aumento significativo da eficiência do processo de floculação por sedimentação diferencial. Deste modo, esta também é grandemente dependente do tamanho da maior partícula.

Logicamente, quanto maior for a velocidade relativa entre ambas as partículas coloidais, maior será a eficiência deste mecanismo de floculação. Como a velocidade de sedimentação aumenta com a quarta potência em função diâmetro da partícula, é de esperar que quanto maior for o diâmetro destas, maior será a eficiência do processo de floculação.

Figura 10 - Frequência de colisões calculadas para mecanismo de floculação por sedimentação diferencial para diferentes diâmetros de partículas coloidais.

Fonte: autor.

Do ponto de vista de engenharia, muito pouco pode ser feito com propósito de aumentar a eficiência do mecanismo de floculação por sedimentação diferencial.

Do mesmo modo que no mecanismo de floculação pericínética, também a temperatura influencia na sua eficiência, pois pode aumentar ou diminuir a velocidade de sedimentação das partículas coloidais. No entanto, do ponto de vista técnico e econômico, não é possível que esta seja ainda manipulada de modo a otimizar o processo de floculação.

Uma das variáveis mais importantes na floculação por sedimentação diferencial é a massa específica da partícula coloidal. Embora seja uma grandeza fácil de ser medida quando as partículas coloidais são de natureza homogênea, infelizmente, devido às peculiaridades do processo de tratamento de água, dificilmente esta grandeza pode ser obtida ou medida experimentalmente.

Um dos maiores problemas relacionados com a determinação da massa específica de flocos gerados durante processos de coagulação-floculação é a sua heterogeneidade. Isto porque o floco é formado não apenas pela partícula coloidal original (partícula primária), mas também pelo hidróxido metálico precipitado e a água intraparticular.

A Figura 11 apresenta a variação da frequência de colisões no mecanismo de floculação por sedimentação diferencial em função da massa específica da partícula coloidal.

Figura 11 - Frequência de colisões calculadas para mecanismo de floculação por sedimentação diferencial para diferentes valores de massa específica da partícula coloidal.

Fonte: autor.

A quantificação destas grandezas (massa de água intraparticular, massa de hidróxido precipitado por massa de partículas primárias, porosidade do floco, etc.) é muito difícil e ainda irá exigir um pouco mais de detalhamento experimental.

Alguns pesquisadores têm procurado definir metodologias que permitam a sua determinação e alguns resultados experimentais obtidos tem permitido obter importantes conclusões (TAMBO et al., 1979a). Dentre as mais significativas, podem ser citadas as seguintes:

- Uma vez fixada a concentração de partículas primárias e o pH de coagulação-floculação, com o aumento da dosagem de coagulante ocorre uma diminuição no valor da massa específica do conjunto partícula primária e hidróxido metálico precipitado.
- Evidenciou-se que, com o aumento do diâmetro do conjunto partícula primária e hidróxido metálico precipitado, há diminuição do valor da massa específica do conjunto.

Estas evidências experimentais são de fundamental importância na Engenharia Sanitária e Ambiental, uma vez que para que seja possível operar com sucesso um processo de separação

sólido-líquido, muitas vezes, é necessário maximizar a massa específica do conjunto partícula primária e hidróxido metálico precipitado, no caso de decantadores convencionais ou laminares, ou minimizar, no caso de unidades de flotação com ar dissolvido.

O mecanismo de coagulação empregado na desestabilização das partículas coloidais também é de fundamental importância na definição da massa específica do conjunto partícula primária e hidróxido metálico precipitado.

De acordo com os resultados apresentados por TAMBO et al. (1979a), flocos formados no mecanismo de coagulação por varredura tendem a apresentar menor valor de massa específica do que quando comparado com flocos formados durante o processo de coagulação por adsorção-neutralização.

A principal explicação para tal é o fato de que no mecanismo de coagulação por adsorção-neutralização as espécies hidrolizadas monoméricas e poliméricas do coagulante adicionado na fase líquida são os principais responsáveis pela desestabilização da partícula coloidal. Assim sendo, a massa específica do conjunto partícula primária e hidróxido metálico precipitado é função principalmente da massa específica das partículas coloidais primárias.

Por outro lado, no mecanismo de coagulação por varredura, o hidróxido metálico precipitado na superfície da partícula coloidal primária é o principal responsável pela desestabilização das partículas coloidais. Como a massa específica do hidróxido precipitado é, em geral, menor que a massa específica da partícula coloidal primária, a massa específica do conjunto partícula primária e hidróxido metálico precipitado tende a situar-se em um valor intermediário entre ambos os valores.

3.3.5 Estudo comparativo da importância dos diferentes mecanismos de floculação

Assumindo a aditividade dos mecanismos de floculação, a frequência de colisões total pode ser escrita da seguinte forma:

$$\left(\beta_{ij}\right)_T = \left(\beta_p + \beta_o + \beta_{sd}\right) \cdot n_i n_j \quad \text{Equação (27)}$$

Uma forma de visualizar o grau de importância relativa entre os diferentes mecanismos de floculação apresentados é efetuar o cálculo dos coeficientes de frequência de colisão, para um diâmetro de partícula fixo e o outro variável. As Figuras 12, 13 e 14 apresentam os valores de β calculados para partículas de diâmetro iguais a 0,1 μm ; 1 μm e 10 μm , respectivamente.

Figura 12 - Valores de β para partículas com diâmetro igual a 0,1 μm .

Fonte: autor.

Figura 13 - Valores de β para partículas com diâmetro igual a 1 μm

Fonte: autor.

Figura 14 - Valores de β para partículas com diâmetro igual a $10\mu\text{m}$.

Fonte: autor.

Conforme pode ser observado, a flocculação pericínética apenas é importante para partículas coloidais com diâmetros menores do que $1\mu\text{m}$. Para diâmetros de partícula maiores do que cerca de $1\mu\text{m}$, os mecanismos de flocculação mais significativos são a flocculação ortocinética e a sedimentação diferencial.

No entanto, tem que ser levado em consideração o fato de que para o cálculo da frequência de colisões no mecanismo de flocculação por sedimentação diferencial, foi assumida a hipótese de que a suspensão coloidal está em completo repouso, sendo submetida unicamente à força da gravidade, que por sua vez gera a força peso e o empuxo exercido pelo líquido na partícula. Além disso, tem que ser levado em conta o fato de que, não necessariamente todas as colisões entre as partículas coloidais serão efetivas.

O fato de duas partículas coloidais serem colocadas em contato uma com a outra não é pré-requisito fundamental para que ambas venham a se agregar. Para que seja possível a agregação entre uma ou mais partículas coloidais é necessário que as interações eletrostáticas desfavoráveis sejam reduzidas a um nível mínimo de modo a permitir a agregação das mesmas.

3.4 Cinética de Floculação de Suspensões Coloidais

O estudo da cinética de floculação é de interesse fundamental no campo do tratamento de água. Tal conhecimento pode proporcionar uma melhor compreensão dos mecanismos de floculação, dos vários parâmetros envolvidos, do seu impacto no desempenho do processo e da melhoria da concepção e do desempenho nos sistemas de clarificação subsequentes (KANG e CLEASBY, 1995; BERLITZ E KISLENKO, 1995; BROSTOW, 2007; YANG et al., 2013).

Vários autores propuseram modelos matemáticos para explicar o processo de floculação. Em 1916, von Smoluchowski desenvolveu o modelo de floculação ortocinética sob condições de fluxo laminar. Em 1943, Camp e Stein estenderam o modelo para incluir regimes de fluxo turbulento e, em 1966, Harris e Kaufman modificaram o modelo anterior para incluir os conceitos de desintegração de flocos e colisões não duradouras. Dois anos mais tarde, Argaman e Kaufman desenvolveram e verificaram um modelo para a floculação em um único reator completamente misturado e vários tanques de floculação em série (SEKIOU e KELLIL, 2009).

No que tange a cinética do processo de floculação, o modelo consiste em um estado de equilíbrio entre dois fenômenos simultâneos e antagônicos. De um lado a agregação das partículas primárias para formar flocos maiores, representada pela constante de agregação K_A , e por outro lado a ruptura dos flocos previamente formados, representada pela constante de ruptura K_B (SEKIOU e KELLIL, 2009; MORUZZI e OLIVEIRA, 2010).

3.4.1 Modelo clássico da cinética de floculação

As Equações (6) e (16) são os pilares fundamentais da cinética proposta por Agaman e Kaufman (1970) e, conforme apresentado na literatura, as constantes de agregação e ruptura podem ser derivadas de ambas as equações (BRATBY et al., 1977; DI BERNARDO, 1993).

Considerando que cada colisão entre partículas coloidais represente a diminuição do número de partículas primárias presentes no reator, pode-se escrever que:

$$-\left(\frac{dn_p}{dt}\right)_a = J_o = \frac{4}{3} \cdot \alpha \cdot n_p \cdot n_f (R_p + R_f)^3 \cdot \frac{dU}{dx} \quad \text{Equação (28)}$$

Na qual,

$(dn_p/dt)_a$ = variação da concentração de partículas primárias com o tempo resultante do processo de agregação das partículas coloidais ($ML^{-3} T^{-1}$),

A quebra das partículas coloidais pode ser admitida como sendo proporcional a tensão cisalhante aplicada pelo fluido no floco e também função de sua área total (PARKER et al. 1972). Portanto, simplificadamente, pode-se escrever que:

$$\left(\frac{dn_p}{dt}\right)_r = \frac{Cd \cdot \rho \cdot \bar{U}^2 \cdot n_f \cdot 4 \cdot \pi \cdot R_f^2}{2} \quad \text{Equação (29)}$$

Na qual,

$(dn_p/dt)_r$ = variação da concentração de partículas primárias com o tempo resultante do processo de ruptura das partículas coloidais ($ML^{-3} T^{-1}$),

Cd = coeficiente de arraste,

$\bar{U}^2$ = média dos quadrados das flutuações de velocidades ($L^2 T^{-2}$),

n_f = número de flocos,

R_f = raio do floco (L).

Combinando as Equações 28 e 29, pode-se escrever que:

$$\left(\frac{dn_p}{dt}\right) = \left(\frac{dn_p}{dt}\right)_a + \left(\frac{dn_p}{dt}\right)_r = -\frac{4}{3} \cdot \alpha \cdot n_p \cdot n_f \cdot (R_p + R_f)^3 \cdot \frac{du}{dz} + \frac{Cd \cdot \bar{U}^2 \cdot n_f \cdot 4 \cdot \pi \cdot R_f^2}{2} \quad \text{Equação (30)}$$

Assumindo que o valor de du/dz seja proporcional a U^2 e que U^2 possa ser quantificado indiretamente pela potência externa introduzida no escoamento, tem-se que:

$$\left(\frac{du}{dz}\right) = K_1 \cdot \bar{U}^2 \quad \text{Equação (31)}$$

$$\bar{U}^2 = K_2 \cdot G \quad \text{Equação (32)}$$

Na qual,

G = gradiente de velocidade médio ao longo do escoamento (T^{-1}).

K_1 e K_2 = constantes, função do desempenho e arranjo físico do sistema de floculação.

A fração de flocos por unidade de volume pode ser escrita da seguinte forma:

$$\phi = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot n_f \cdot R_f^3 \quad \text{Equação (33)}$$

Na qual,

ϕ = volume de flocos por unidade de volume de suspensão (fração de flocos),

n_f = número de flocos,

R_f = raio do floco (L).

Admitindo que o raio da partícula primária seja muito inferior ao raio do floco e substituindo-se as Equações 31 e 33 na Equação 30, tem-se que:

$$\left(\frac{dn_p}{dt} \right) = - \frac{K_1 \cdot \bar{U}^2 \cdot \phi \cdot n_p}{\pi} + \frac{3 \cdot C_d \cdot \bar{U}^2 \cdot \phi}{2 \cdot R_f} \quad \text{Equação (34)}$$

Por sua vez, admitindo que o raio do floco seja inversamente proporcional ao gradiente de velocidade, conforme apresentado por alguns pesquisadores (PARKER et al., 1972; TAMBO et al., 1979b), tem-se que:

$$R_f = \frac{K_3}{G} \quad \text{Equação (35)}$$

Na qual,

K_3 = constante, função do desempenho e arranjo físico do sistema de floculação,

G = gradiente de velocidade médio ao longo do escoamento (T^{-1}).

Substituindo as Equações 32 e 35 em 34, tem-se que:

$$\left(\frac{dn_p}{dt} \right) = -\frac{K_1 \cdot K_2 \cdot \bar{G} \cdot \phi \cdot n_p}{\pi} + \frac{3 \cdot C_d \cdot K_2 \cdot \bar{G}^2 \cdot \phi}{2 \cdot K_3} \quad \text{Equação (36)}$$

A Equação 36 pode, finalmente, ser escrita da seguinte forma:

$$\left(\frac{dn_p}{dt} \right) = -K_A \cdot \bar{G} \cdot n_p + K_B \cdot n_0 \cdot \bar{G}^2 \quad \text{Equação (37)}$$

$$K_A = \frac{K_1 \cdot K_2 \cdot \phi}{\pi} \quad \text{Equação (38)}$$

$$K_B = \frac{3 \cdot C_d \cdot K_2 \cdot \phi}{2 \cdot K_3 \cdot n_0} \quad \text{Equação (39)}$$

Na qual,

K_A = constante de agregação (adimensional),

K_B = constante de ruptura (T).

Utilizando-se a Equação 37 pode-se fazer um balanço de massa da concentração de partículas primárias para um reator de mistura completa ou conjunto de reatores de mistura completa em série, e para um reator de fluxo pistonado ou batelada.

3.4.2 Balanço de massa da concentração de partículas primárias para reatores de mistura completa em série

Na Figura 15 pode ser observada a representação esquemática de um reator de mistura completa.

Figura 15 - Representação esquemática de um reator de mistura completa.

Fonte: FERREIRA FILHO (2013)

Um reator de mistura completa apresenta como principais características o fato de:

- Não apresentar em seu interior gradientes de concentração. Matematicamente, tem-se que:

$$\frac{\partial C}{\partial X} = \frac{\partial C}{\partial Y} = \frac{\partial C}{\partial Z} = 0 \quad \text{Equação (40)}$$

Na qual,

C = concentração de um elemento constituinte no interior do reator (ML^{-3}).

- Concentração do constituinte C no interior do reator é igual a concentração do mesmo constituinte no efluente.

Para que seja possível o equacionamento da concentração de partículas primárias em seu interior, devem ser efetuados dois balanços de massa. Inicialmente, deve ser efetuado um balanço de massa da fase líquida e outro da concentração de partículas primárias. Será efetuada a hipótese de que o volume do reator permaneça constante. Isto significa dizer que a vazão afluente deverá ser numericamente igual a vazão efluente. Deste modo, pode-se escrever:

$$\frac{\partial n_p}{\partial t} = \frac{Q \cdot n_0}{V} - \frac{Q \cdot n_p}{V} - K_A \cdot \bar{G} \cdot n_p + K_B \cdot \bar{G}^2 \cdot n_0 \quad \text{Equação (41)}$$

Na qual,

n_0 = concentração de partículas primárias afluentes ao sistema de floculação (ML^{-3}),

n_p = concentração de partículas primárias efluentes ao sistema de floculação (ML^{-3}),

Q = vazão do sistema de floculação (ML^{-3}),

V = volume do sistema de floculação (L^3),

G = gradiente de velocidade médio ao longo do escoamento (T^{-1}),

K_A = constante de agregação (adimensional),

K_B = constante de ruptura (T).

Admitindo regime permanente e simplificando-se a Equação 41, tem-se que:

$$\frac{n_0}{n_p} = \frac{1 + K_A \cdot \bar{G} \cdot \theta}{1 + K_B \cdot \bar{G}^2 \cdot \theta} \quad \text{Equação (42)}$$

Na qual,

θ = tempo de detenção hidráulico (T).

Fazendo-se um balanço de massa para um conjunto de reatores de mistura completa em série, conforme apresentado na Figura 16, de modo similar ao efetuado para um único reator de mistura completa, obtêm-se a seguinte expressão:

Figura 16 - Representação esquemática de um conjunto de reatores de mistura completa em série.

Fonte: FERREIRA FILHO (2013)

$$\left(\frac{n_0}{n_p} \right) = \frac{(1 + K_A \cdot G \cdot \theta_i)^m}{1 + K_B \cdot G^2 \cdot \theta_i \cdot \sum_{i=0}^{m-1} (1 + K_A \cdot G \cdot \theta_i)^i} \quad \text{Equação (43)}$$

Na qual,

m = número total de reatores de mistura completa em série,

θ_i = tempo de detenção hidráulico em cada reator individual de mistura completa em série (T),

G = gradiente de velocidade médio ao longo do escoamento (T^{-1}).

3.4.3 Balanço de massa da concentração de partículas primárias para reator pistonado

Um esquema de um reator pistonado de fluxo disperso é apresentado na Figura 17.

Figura 17 - Representação esquemática de um reator pistonado com fluxo disperso.

Fonte: FERREIRA FILHO (2013)

A principal característica do reator pistonado é o fato do constituinte C estar completamente misturado nas direções y e z . Deste modo, matematicamente, pode-se escrever que:

$$\frac{\partial \mathcal{C}}{\partial Y} = \frac{\partial \mathcal{C}}{\partial Z} = 0 \quad \text{Equação (44)}$$

Efetuada-se um balanço de massa para a concentração de partículas primárias em um elemento de volume $dx dy dz$ do reator, pode-se escrever que:

$$\left(\frac{\partial n_p}{\partial t} \right) = -v \cdot \frac{\partial n_p}{\partial x} + D_x \cdot \frac{\partial^2 n_p}{\partial x^2} - K_A \cdot \bar{G} \cdot n_p + K_B \cdot \bar{G}^2 \cdot n_0 \quad \text{Equação (45)}$$

Na qual,

D_x = coeficiente de dispersão longitudinal (LT^{-2}),

v = velocidade do escoamento na direção x (LT^{-1}),

$\bar{G}$ = gradiente de velocidade médio ao longo do escoamento (T^{-1}),

K_A = constante de agregação (adimensional),

K_B = constante de ruptura (T).

Admitindo que o sistema encontra-se em regime permanente e que o fluxo de massa dispersivo na direção longitudinal pode ser desprezado, tem-se que:

$$-v \cdot \frac{\partial n_p}{\partial x} - K_A \cdot \bar{G} \cdot n_p + K_B \cdot \bar{G}^2 \cdot n_0 = 0 \quad \text{Equação (46)}$$

A Equação 46 pode ser integrada, tendo os seguintes limites de integração:

$$\int_{n_0}^{n_p} \frac{\partial n_p}{\left(K_A \cdot \bar{G} \cdot n_p - K_B \cdot \bar{G}^2 \cdot n_0 \right)} = - \int_0^L \frac{\partial x}{v} \quad \text{Equação (47)}$$

Finalmente, pode-se escrever que:

$$\frac{n_0}{n_p} = \frac{1}{\frac{K_B}{K_A} \cdot \bar{G} + \left(1 - \frac{K_B}{K_A} \cdot \bar{G} \right) \cdot e^{-K_A \cdot \bar{G} \cdot \theta}} \quad \text{Equação (48)}$$

Na qual,

G = gradiente de velocidade médio ao longo do escoamento (T^{-1}).

θ = tempo de detenção hidráulico (T).

3.4.4 Balanço de massa da concentração de partículas primárias para reator em batelada

Um esquema de um reator em batelada é apresentado na Figura 18.

Figura 18 - Representação esquemática de um reator em batelada.

Fonte: FERREIRA FILHO (2013)

De modo análogo ao reator de mistura completa, reatores em batelada apresentam também como característica o fato de não apresentarem gradientes de concentração em seu interior. Isto significa que, matematicamente, pode-se escrever que:

$$\frac{\partial C}{\partial X} = \frac{\partial C}{\partial Y} = \frac{\partial C}{\partial Z} = 0 \quad \text{Equação (49)}$$

Efetuando-se um balanço de massa da concentração de partículas primárias no interior do reator, tem-se que:

$$\left(\frac{\partial n_p}{\partial t} \right) = \frac{Q(t) \cdot n_0}{V(t)} - K_A \cdot G \cdot n_p + K_B \cdot G^2 \cdot n_0 \quad \text{Equação (50)}$$

Na qual,

n_0 = concentração de partículas primárias afluentes ao sistema de floculação (ML^{-3}),

n_p = concentração de partículas primárias efluentes ao sistema de floculação (ML^{-3}),

Q = vazão do sistema de floculação (ML^{-3}),

V = volume do sistema de floculação (L^3),

G = gradiente de velocidade médio ao longo do escoamento (T^{-1}),

Admitindo que a vazão afluente ao reator em batelada seja igual a zero, tem-se que o volume do mesmo permanece constante e, deste modo, o primeiro termo à direita na Equação 50 também é igual a zero. Deste modo, pode-se escrever que:

$$\left(\frac{\partial n_p}{\partial t} \right) = -K_A \cdot G \cdot n_p + K_B \cdot G^2 \cdot n_0 \quad \text{Equação (51)}$$

Rearranjando os termos na Equação 51 e uma vez conhecido os seus limites de integração, tem-se que:

$$\int_{n_0}^{n_p} \frac{\partial n_p}{(K_A \cdot G \cdot n_p - K_B \cdot G^2 \cdot n_0)} = - \int_0^t \partial t \quad \text{Equação (52)}$$

Integrando-se a Equação 52, finalmente chega-se a seguinte expressão:

$$\frac{n_0}{n_p} = \frac{1}{\frac{K_B}{K_A} \cdot \bar{G} + \left(1 - \frac{K_B}{K_A} \cdot \bar{G} \right) \cdot e^{-K_A \cdot \bar{G} \cdot t}} \quad \text{Equação (53)}$$

Na qual,

n_0 = concentração de partículas primárias afluentes ao sistema de floculação (ML^{-3}),

n_p = concentração de partículas primárias efluentes ao sistema de floculação (ML^{-3}),

G = gradiente de velocidade médio ao longo do escoamento (T^{-1}),

t = tempo de floculação (T),

K_A = constante de agregação (adimensional),

K_B = constante de ruptura (T).

Pode-se notar que Equação 53 é análoga a Equação 48. Isto significa que, para um mesmo tempo de floculação, a eficiência do processo de floculação, definida como a relação entre a turbidez da água decantada e a turbidez da água bruta (n_0/n_p), em reatores em batelada é a mesma quando comparada com reatores de fluxo pistonado ideal.

As implicações práticas deste importante resultado, pode ser melhor avaliado quando compara-se a eficiência de diferentes concepções de reatores para uma mesma cinética de floculação.

3.4.5 Metodologia para a obtenção das constantes de agregação e ruptura

3.4.5.1 Generalidades

Os sistemas de floculação podem ser operados em regime de escoamento contínuo ou em batelada. Em sistemas de tratamento de água operando em escala real, o regime de escoamento, preferencialmente, deverá ser contínuo.

Embora a determinação das constantes de agregação e ruptura deva ser efetuada, preferencialmente, em sistemas de escoamento contínuo, muitas vezes, a execução de experimentos desta natureza pode ser extremamente onerosa, além de exigir um tempo considerável. Deste modo, a condução de ensaios de floculação em regime de escoamento em batelada (ensaios de “jar test”) faz-se extremamente importante, uma vez que permite uma maior flexibilidade no estudo da cinética da operação unitária. Dado que o ensaio de “jar test” é representado hidraulicamente por um regime de escoamento em batelada, a Equação 53 torna-se o ponto de partida para a determinação das constantes de agregação e ruptura.

3.4.5.2 Método de otimização numérica

Em função dos recursos computacionais existentes atualmente, uma alternativa extremamente útil no cálculo das constantes de agregação e ruptura é a utilização de modelos de otimização numérica. O princípio básico de tais modelos envolve a confrontação dos resultados experimentais com os resultados calculados através de um modelo matemático definido, tendo como variáveis as constantes de agregação e ruptura. Mediante variações em ambas constantes, são determinados novos valores calculados, sendo estes continuamente

confrontados com os valores experimentais, de modo que seja otimizada uma função objetivo descrita pela Equação 54, que pode ser facilmente aplicado em planilhas eletrônicas do programa Microsoft Excel.

$$FO = \sum_{i=1}^n (VO - VC)^2 \quad \text{Equação (54)}$$

Na qual,

FO = função objetivo,

VO = valores de turbidez da água decantada observados,

VC = valores de turbidez da água decantada calculados,

N = números de valores experimentais obtidos.

Como o ensaio de floculação objetivando a determinação das constantes de agregação e ruptura é efetuado em batelada, os valores deverão ser calculados utilizando-se a Equação 53. Como a meta é a minimização da função objetivo, tem-se que a solução ótima será aquela cujos valores de K_A e K_B proporcionarem valores calculados mais próximos dos valores observados. Matematicamente, pode-se escrever que:

$$FO_{\text{mínimo}} = \sum_{i=1}^n (VO - VC(K_A, K_B))^2 \quad \text{Equação (55)}$$

3.4.6 Análise de sensibilidade da cinética de floculação em relação as constantes de agregação e ruptura

Como já foi visto anteriormente, a cinética de floculação de suspensões coloidais é regida matematicamente por duas grandezas, a constante de agregação (K_A) e a constante de ruptura (K_B). O grau de importância de ambas as constantes na representação matemática da cinética de floculação pode ser bem visualizada utilizando-se a Equação 53, variando-se os valores de K_A , mantendo-se fixa a variável K_B e vice-versa.

A Figura 19 apresenta valores de n_0/n_p calculados para diferentes valores de K_A tendo-se fixado o valor de K_B . A Figura 20 apresenta valores de n_0/n_p calculados para diferentes valores de K_B tendo-se fixado o valor de K_A .

Figura 19 - Análise de sensibilidade da cinética de floculação em relação a constante de agregação.

Fonte: autor.

Figura 20 - Análise de sensibilidade da cinética de floculação em relação a constante de ruptura.

Fonte: autor.

A influência da variação da constante de agregação pode ser bem observada analisando-se a Figura 19. Como era de se esperar, quanto maior for constante de agregação maior será o valor de n_0/n_p para tempos de floculação suficientemente longos. Também pode ser observado o grau de variação da declividade da curva de n_0/n_p versus o tempo de floculação em função da variação de K_A . Quanto maior for o valor deste maior será a declividade da curva.

Um comportamento análogo pode ser observado também para a constante de ruptura. De acordo com a Figura 20, pode-se verificar que quanto menor a constante de ruptura maior é o valor de n_0/n_p . Também a declividade da curva de n_0/n_p versus o tempo de floculação sofre alteração quando ocorre uma mudança no valor de K_B . Pode-se concluir, portanto, que a geometria da curva representativa da cinética de floculação representada pela Equação 37 é uma relação de compromisso entre ambas as constantes de agregação e ruptura. Isto significa que uma não é mais importante do que a outra, pois ambas são vitais na determinação de suas características fundamentais.

Um aspecto importante a ser observado diz respeito ao processo de agregação de partículas coloidais para tempos de floculação elevados. Conforme observado, para tempos de floculação tendendo ao infinito o valor de n_0/n tende a uma constante, o que nem sempre é verdadeiro, uma vez que, fisicamente, espera-se que ocorra a quebra dos flocos previamente formados. A maior ou menor resistência dos flocos formados deverá ser função direta da concentração de partículas primárias e da dosagem de coagulante. Deste modo, este efeito tenderá a ser mais pronunciado para águas brutas com baixa concentração de partículas coloidais e submetidas ao processo de coagulação com altas dosagens de coagulante.

No entanto, não se pode generalizar acerca da intensidade e efeito da quebra dos flocos já formados para qualquer tipo de água bruta, ou acima de que tempo de floculação este efeito seja mais pronunciado. Ainda assim, faz-se extremamente conveniente o desenvolvimento e proposição de uma cinética de floculação que possa levar em conta a contínua quebra dos flocos já formados sem que haja sua posterior agregação, de modo que seja possível melhor interpretar resultados experimentais obtidos sob diferentes condições.

Do ponto de vista prático, uma vez que no projeto de sistemas de floculação em estações de tratamento de água adota-se tempos de detenção hidráulico da ordem de 20 a 40 minutos, a condução de ensaios de “jar test” para fins de obtenção das constantes de agregação e ruptura pode ser efetuado com tempos de floculação menores, deste modo, espera-se que o efeito de quebra das partículas coloidais possa ser minimizado. No entanto, recomenda-se que esta avaliação seja melhor efetuada através da condução de ensaios experimentais.

3.4.7 Análise crítica da cinética de floculação de suspensões coloidais

A cinética de floculação originalmente proposta por Argaman e Kaufman, pode ser resumidamente apresentada pelas Equações 37, 38 e 39, já mostradas anteriormente e transcritas abaixo:

$$\left(\frac{dn_p}{dt} \right) = -K_a \cdot \bar{G} \cdot n_p + K_b \cdot n_0 \cdot \bar{G}^2$$

$$K_A = \frac{K_1 \cdot K_2 \cdot \phi}{\pi}$$

$$K_B = \frac{3 \cdot C_d \cdot K_2 \cdot \phi}{2 \cdot K_3 \cdot n_0}$$

Nas equações, observa-se que as constantes globais de agregação e ruptura (K_A e K_B) dependem diretamente da fração de volume de flocos, bem como das características do sistema de floculação. Além disso, a constante de ruptura é, também, inversamente proporcional à concentração de partículas primárias afluentes ao reator.

Caso o pH de coagulação-floculação seja mantido constante, a fração de volume de flocos será função direta da dosagem de coagulante metálico, uma vez que este sendo adicionado na forma de alumínio ou ferro, irá precipitar-se na forma de hidróxido metálico, sendo a quantidade precipitada, função da dosagem de coagulante.

A importância da dosagem de coagulante metálico nas constantes de agregação e ruptura tem sido evidenciada em função de alguns resultados experimentais preliminares obtidos no Laboratório de Saneamento “Prof. Lucas Nogueira Garcez” e, uma vez que ambas as constantes são função da dosagem de coagulante, a análise da cinética do processo de floculação de suspensões coloidais apenas pode ser efetuada caso as constantes utilizadas sejam obtidas para uma dada dosagem de coagulante.

A necessidade de explicitar-se a dosagem de coagulante metálico e a concentração de partículas primárias presente na água bruta torna-se evidente, visto que para que o processo de floculação seja otimizado, é necessário que sejam conhecidos os valores de K_A , K_B , a dosagem de coagulante e concentração de partículas primárias no afluente ao reator. No

entanto, haja visto que ambas constantes de agregação e ruptura dependem de um grande número de parâmetros, ocorre naturalmente uma restrição a sua utilização do ponto de vista prático, uma vez que a sua variabilidade tende a ser significativa. Isto significa que, enquanto não houver uma melhor compreensão da variabilidade das constantes K_A e K_B , dificilmente estas poderão ser utilizadas para fins práticos, dada a dinâmica do processo operacional de uma estação de tratamento de água em escala real.

Um dos problemas mais graves com respeito a cinética de floculação originalmente proposta por Agaman e Kaufman e sua aplicabilidade prática diz respeito a quantificação da concentração de partículas primárias no sobrenadante e a respectiva velocidade de sedimentação. O trabalho original publicado por esses autores, adotou o parâmetro turbidez como secundário na quantificação da concentração de partículas primárias no sobrenadante, valor este associado a um tempo de sedimentação de 30 minutos, considerado como um tempo de sedimentação infinita.

No que diz respeito a variável turbidez, pode-se dizer que é de fácil obtenção, além de ser parâmetro de controle de processos de tratamento de água. No entanto, com respeito à velocidade de sedimentação, este é um aspecto mais grave pois a adoção de um tempo de sedimentação de 30 minutos leva a adoção de taxas de escoamento superficiais muito baixas, não sendo reais, quando do projeto e operação de sistemas em escala real.

Neste caso em particular, a obtenção das constantes de agregação e ruptura e a análise do processo de floculação de suspensões coloidais estará muito mais ligada a aspectos acadêmicos na compreensão do processo físico do que na sua aplicabilidade prática.

Como a turbidez do sobrenadante é variável com o tempo de sedimentação e, por sua vez, com a velocidade de sedimentação, isto faz com que, qualquer que seja a velocidade de sedimentação fixada quando da determinação das constantes de agregação e ruptura, necessariamente o seu valor deverá ser reportado.

De qualquer modo, evidencia-se que, infelizmente, ao analisar-se a cinética de floculação de suspensões coloidais e sua possível relação com processos operando em escala real, está incorporado, também, a operação unitária de sedimentação o que, sem dúvida, é mais um aspecto limitante quando da obtenção das constantes de agregação e ruptura.

O desmembramento de ambos processos unitários das constantes de agregação e ruptura obtidos através da metodologia exposta anteriormente é tarefa difícil que, apenas deverá ser atingida, quando melhor forem compreendidos os mecanismos envolvidos na floculação e sedimentação de partículas floculentas.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

Os ensaios de “jar test” foram realizados no laboratório de Saneamento “Lucas Nogueira Garcez” do Departamento de Engenharia Hidráulica e Ambiental (PHA), localizado na Escola Politécnica da Universidade de São Paulo (USP).

4.1 Preparo da água bruta sintética

A água utilizada no preparo da água bruta sintética é proveniente do sistema público de abastecimento que fornece água ao laboratório de Saneamento “Lucas Nogueira Garcez” do Departamento de Engenharia Hidráulica e Ambiental (PHA), localizado na Escola Politécnica da Universidade de São Paulo (USP). Inicialmente, introduziu-se água do sistema público de abastecimento em uma caixa d’água com capacidade de 310 litros até completar-se um volume igual a 200 litros e denominou-se este volume de “Lote”. A Figura 21 apresenta a caixa d’água utilizada no preparo da água bruta sintética.

Figura 21 - Caixa d’água utilizada no preparo da água bruta sintética.

Fonte: autor.

A seguir, o seu conteúdo foi bem homogeneizado, sendo posteriormente coletada uma amostra com volume aproximadamente igual a 800 mL, visando a sua caracterização físico-

química. Foram analisadas as seguintes variáveis qualitativas: alcalinidade, dureza, temperatura, nitrito, nitrato, pH, sulfato, cloreto, sólidos em suspensão, sólidos em suspensão fixos, sólidos em suspensão voláteis, sólidos dissolvidos totais, sólidos dissolvidos fixos e turbidez (APHA, 2012; USP, 2004). Os resultados das análises estão apresentados no Apêndice A.

Em seguida, introduziu-se uma certa quantidade de caolinita, de tal forma a obter água bruta com uma turbidez pré-determinada de aproximadamente 15 UNT, 50 UNT e 100 UNT, representando águas de baixa, média e alta turbidez. Para conseguir esses valores de turbidez foi necessário adicionar, respectivamente, 6,5 gramas, 24 gramas e 48 gramas de caolinita no volume de água de 200 litros. As principais características granulométricas das partículas de caolinita utilizadas no preparo da água bruta sintética estão apresentadas no Apêndice B. Após a adição da massa de caolinita, a água foi bem homogeneizada e imediatamente procedeu-se a determinação de sua turbidez com o propósito de verificar se esta aproximava-se do valor pré-determinado. Caso fosse necessário, faziam-se pequenas correções na massa adicionada de forma que a diferença entre os valores de turbidez da amostra e a fixada não excedesse a 10%. As águas assim formuladas foram amostradas para a determinação da concentração de sólidos em suspensão totais.

4.2 Preparo dos ensaios de “jar test”

As soluções de NaOH 0,1 M e HCl 0,1 M necessárias para a correção do pH nos jarros foram preparadas semanalmente. A solução de sulfato de alumínio utilizada nos ensaios foi preparada com uma concentração igual a 10,0 g/L, expressa como $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18 \text{H}_2\text{O}$. Esta foi feita imediatamente antes da execução de cada bateria de ensaios de “jar test”.

Preparada a água sintética e definida a dosagem de coagulante, imediatamente antes de cada ensaio de coagulação-floculação, foi obtida a curva de titulação. Em um copo Griffin de 1000 mL, foram introduzidos 1000 mL de amostra. Imediatamente, mediu-se a temperatura do conteúdo do copo Griffin. A seguir, adicionou-se uma determinada quantidade de coagulante a partir da solução-mãe com concentração igual a 10,0 g/L, de modo a ser possível proporcionar uma dosagem determinada. Misturou-se o conteúdo do copo com o auxílio de um agitador magnético. Com um pipetador automático, foram introduzidas quantidades de solução ácida ou básica até obter um pH pré-fixado, e anotava-se o volume gasto necessário para a correção do pH para ser aplicada nos ensaios de jarros subsequentes. O pH em todos os

ensaios de coagulação-floculação foi ajustado para valores situados entre 6,0 e 6,5 com o objetivo de permitir que o mecanismo de coagulação preponderante fosse o por varredura, por esta ser a faixa de menor solubilidade do alumínio em meio aquoso. Com o auxílio de uma proveta com capacidade de 2 litros, transferia-se 2 litros de amostra da caixa d'água para cada um dos jarros para a realização do ensaio de “jar test”.

4.3 Execução dos ensaios de “jar test”

O equipamento de “jar test” utilizado nos ensaios de coagulação-floculação em regime estático é composto de 12 jarros, tendo cada um volume útil igual a 2,0 litros. O equipamento permite variar o tempo de floculação em cada jarro mediante simples suspensão da haste de forma independente uma da outra. A rotação do sistema de agitação é mantida constante em todos os jarros, sendo possível a sua variação de 15 rotações por minuto a 600 rotações por minuto. A Figura 22 apresenta o equipamento de “jar test” e sistema de agitação utilizado nos ensaios de coagulação-floculação.

Figura 22 - Equipamento de “jar-test” utilizado nos ensaios de coagulação-floculação.

Fonte: autor

De um modo geral, os ensaios de “jar test” que tem por propósito a obtenção dos resultados experimentais necessários ao cálculo das constantes K_A e K_B são compostos pelas etapas apresentadas na Figura 23.

Figura 23 - Fluxograma indicativo das atividades mínimas a serem desenvolvidas em ensaios de “jar test” que tenham por propósito o cálculo de constantes de agregação e ruptura.

Fonte: Autor.

Para cada água bruta característica (baixa, média e alta turbidez) foram executados ensaios de coagulação-floculação com dosagens de coagulante (10, 20, 30, 40, 60 e 80 mg/L). Definida a dosagem de coagulante, iniciava-se o ensaio de jarros. Depois de terem sido todos os jarros preenchidos com água bruta sintética, o conteúdo dos jarros ficou em agitação constante de aproximadamente 330 rotações por minuto. A seguir, foram adicionados em cada jarro o volume de alcalinizante ou ácido necessário à correção do pH simultaneamente ao coagulante, conforme apresentado na Figura 24, e deixou-se o conteúdo dos jarros em agitação durante 30 segundos com gradiente médio de 1000 s^{-1} , constituindo a mistura rápida.

Figura 24 – Dispositivo de dosagem simultânea de produtos químicos.

Fonte: autor.

A seguir, a amostra nos jarros foi submetida à floculação e a rotação do sistema de agitação foi reduzida a um valor tal que proporcionasse um determinado gradiente de velocidade. A rotação do sistema de agitação necessária para proporcionar um valor fixo de gradiente de velocidade foi calculada, conforme apresentado no Apêndice C. Os gradientes médios de velocidade estudados na floculação foram de 20, 30, 40, 60, 80 e 100 s^{-1} . Deste modo, para cada água bruta foram realizados um total de 36 ensaios de “jar test”, totalizando 108 ensaios, conforme apresentado no Apêndice D. Para cada gradiente médio de velocidades, foram estudados tempos de floculação de 2,5; 5,0; 7,5; 10,0; 12,5; 15; 20; 25; 30; 40; 50 e 60 minutos. Assim sendo, após 2,5 minutos de floculação, era suspensa a haste de agitação do frasco 1; após 5,0 minutos suspendia-se a haste de agitação do frasco 2; e assim sucessivamente até 60 minutos, e assim iniciava-se o processo de sedimentação em cada jarro.

Com o objetivo de melhor simular a operação unitária de sedimentação no interior dos jarros de coagulação-floculação, procurou-se analisar como os flocos sedimentavam uma vez encerrada a floculação. Evidenciou-se que, uma vez suspensa a haste do sistema de agitação de um jarro qualquer, as partículas que compõem os flocos continuavam a flocular e a movimentar-se devido a existência de um campo de velocidades no seu interior. Deste modo, foram efetuados alguns ensaios preliminares de coagulação-floculação com os diferentes gradientes de velocidade, que tiveram por propósito determinar qual seria o tempo a partir do qual este campo de velocidades cessaria, uma vez encerrada a floculação, e no qual o processo de sedimentação pudesse, do ponto de vista experimental, ser tratado como ideal. A análise do padrão de escoamento do fluido no interior dos jarros foi efetuada visualmente, com o auxílio do elemento traçador azul de metileno, através da análise do padrão de sedimentação dos flocos no interior dos jarros. Os ditos tempos de sedimentação não ideal obtidos em função do gradiente médio de velocidade estão apresentados na Tabela 1.

Tabela 1 - Tempos de sedimentação não ideal em função do gradiente de velocidade.

Gradiente de velocidade médio (s⁻¹)	Tempo de sedimentação não ideal (s)
20	75
30	105
40	120
60	150
80	165
100	180

Fonte: autor.

Deste modo, uma vez encerrada a floculação em cada jarro, em função do gradiente de velocidade, iniciou-se a contagem do referido tempo de sedimentação não ideal e somente a partir deste, é que iniciou-se a contagem do tempo de sedimentação para fins de coleta de amostras de água decantada. Definiu-se que estas seriam coletadas após tempos de sedimentação iguais a 2 minutos e 4 minutos, de modo a representar taxas de aplicação superficial iguais a $54\text{m}^3\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{dia}^{-1}$ e $27\text{m}^3\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{dia}^{-1}$ e velocidades de sedimentação aproximadamente iguais a 3,75cm/min e 1,75cm/min, respectivamente. Foram também coletadas amostras após 30 minutos, de tal forma a representar um tempo de sedimentação infinita.

Tendo por propósito facilitar o desenvolvimento de todas atividades que deveriam ser executadas durante o ensaio de coagulação-floculação, foi construído um conjunto de tabelas,

uma específica para cada gradiente de velocidade, que tivesse toda a sequência de atividades que deveriam ser executadas em cada jarro, conforme apresentado no Apêndice E.

Todas as amostras de água decantada coletadas nos tempos de sedimentação de 2, 4 e 30 minutos foram acondicionadas em copos Griffin de 200 mL. Uma vez terminado o ensaio de coagulação-floculação, foram também coletadas amostras de cada jarro para a determinação do seu pH e turbidez.

5. RESULTADOS

5.1 Eficiência do processo de floculação

Tendo como propósito facilitar a análise dos resultados experimentais obtidos nos ensaios de “jar test”, foram elaborados gráficos tendo no eixo das ordenadas a relação entre a turbidez da água decantada (N) e a turbidez da água bruta (N_0), representando a eficiência do processo de floculação, e no eixo das abscissas o tempo de floculação.

Como a análise do processo de floculação é dependente de uma série de parâmetros, a discussão será efetuada individualmente, tendo-se por propósito discorrer mais sobre o aspecto físico dos resultados experimentais obtidos para que, posteriormente, possam ser apresentados os valores das constantes de agregação e ruptura calculados para cada ensaio.

5.1.1 Influência da velocidade de sedimentação

As Figuras 25 a 33 apresentam resultados típicos de ensaios de floculação efetuados para águas de baixa, média e alta turbidez, com diferentes velocidades de sedimentação, e dosagem de coagulante igual a 20 mg/L.

Figura 25 – Relação N/N_0 para água de baixa turbidez, velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia e dosagem de coagulante igual a 20 mg/L.

Fonte: autor.

Figura 26 - Relação N/N_0 para água de baixa turbidez, velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia e dosagem de coagulante igual a 20 mg/L.

Fonte: autor.

Figura 27 - Relação N/N_0 para água de baixa turbidez, tempo de sedimentação igual a 30 minutos e dosagem de coagulante igual a 20 mg/L.

Fonte: autor.

Figura 28 - Relação N/N_0 para água de média turbidez, velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia e dosagem de coagulante igual a 20 mg/L.

Fonte: autor.

Figura 29 - Relação N/N_0 para água de média turbidez, velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia e dosagem de coagulante igual a 20 mg/L.

Fonte: autor.

Figura 30 - Relação N/N_0 para água de média turbidez, tempo de sedimentação igual a 30 minutos e dosagem de coagulante igual a 20 mg/L.

Fonte: autor.

Figura 31 - Relação N/N_0 para água de alta turbidez, velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia e dosagem de coagulante igual a 20 mg/L.

Fonte: autor.

Figura 32 - Relação N/N_0 para água de alta turbidez, velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia e dosagem de coagulante igual a 20 mg/L.

Fonte: autor.

Figura 33 - Relação N/N_0 para água de alta turbidez, tempo de sedimentação igual a 30 minutos e dosagem de coagulante igual a 20 mg/L.

Fonte: autor.

Conforme pode ser observado, para todos os ensaios de floculação efetuados com águas de baixa, média e alta turbidez, os valores de turbidez da água decantada apresentaram valores distintos para diferentes velocidades de sedimentação. Logicamente, para uma mesma água, mesma dosagem de coagulante e gradiente de velocidade, é de se esperar que com a diminuição da velocidade de sedimentação, para um mesmo tempo de floculação, ocorra também uma diminuição no valor da turbidez da água decantada, aumentando a eficiência do processo de floculação.

Esta evidência experimental tem profundas implicações no cálculo das constantes de agregação e ruptura. Uma vez que a determinação de ambas constantes é efetuada em função da eficiência do processo de floculação, avaliada pela relação entre a turbidez da água decantada e da água bruta, é de se esperar que para cada velocidade de sedimentação específica haja uma constante de agregação e ruptura.

É importante salientar que os valores de K_A e K_B obtidos para uma específica velocidade de sedimentação não podem ser extrapolados, uma vez que a geometria da curva de N/N_0 versus o tempo de floculação é função direta da grandeza relativa de K_A e K_B . Neste caso, a melhor alternativa é obter o valor da turbidez da água decantada através de interpolação entre os valores obtidos para diferentes velocidades de sedimentação e, a partir destes dados, proceder o cálculo das constantes K_A e K_B específica para esta nova velocidade de sedimentação.

Um aspecto que tem que ser ponderado é o significado das constantes de agregação e ruptura. Diversos pesquisadores consideram que os valores de K_A e K_B apenas teriam significado físico caso estas não dependessem da eficiência do processo de sedimentação. Deste modo, a coleta de água decantada teria que ser efetuada em um tempo de sedimentação tal que fosse garantida a sedimentabilidade de todas as partículas primárias (ARGAMAN et al., 1970; BRATBY, 1977; HESPANHOL, 1982). Em geral, o tempo de sedimentação considerado por estes pesquisadores foi sempre da ordem de 20 a 30 minutos.

Embora, teoricamente, os valores de K_A e K_B calculados para um tempo de sedimentação infinito possam ser considerados como universais, característicos de um sistema de coagulação-floculação específico de uma água bruta, estes possuem pouca ou nenhuma aplicação prática. Inclusive, conforme pode ser observado nos resultados experimentais obtidos, com base nos valores de turbidez da água decantada para tempos de sedimentação iguais a 30 minutos, poucas informações podem ser obtidas no tocante à influência do gradiente de velocidade, dosagem de coagulante e tempo de floculação na eficiência da operação unitária.

Por outro lado, os valores de K_A e K_B , calculados a partir de dados de turbidez da água decantada obtidos para um valor de velocidade de sedimentação, não podem mais ser ditos apenas parâmetros representativos de um processo de coagulação-floculação e sim de coagulação, floculação e sedimentação.

Infelizmente, até o momento, não foi possível desvincular a eficiência do processo de floculação do processo de sedimentação e, assim sendo, os valores de K_A e K_B , calculados para uma velocidade de sedimentação próximo de valores típicos de sistemas de separação sólido-líquido em estações de tratamento de água, deverão ser considerados como valores específicos para uma situação particular, não podendo de modo algum ser extrapolados.

5.1.2 Influência da dosagem de coagulante

As Figuras 34 a 42 apresentam resultados típicos de ensaios de coagulação-floculação para um valor fixo de gradiente de velocidade e diferentes dosagens de coagulante para velocidade de sedimentação iguais a 54 m/dia, 27 m/dia e tempo de sedimentação igual a 30 minutos.

Figura 34 - Relação N/N_0 para água de baixa turbidez, velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia e gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} .

Fonte: autor.

Figura 35 - Relação N/N_0 para água de baixa turbidez, velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia e gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} .

Fonte: autor.

Figura 36 - Relação N/N_0 para água de baixa turbidez, tempo de sedimentação igual a 30 minutos e gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} .

Fonte: autor.

Figura 37 - Relação N/N_0 para água de média turbidez, velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia e gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} .

Fonte: autor.

Figura 38 - Relação N/N_0 para água de média turbidez, velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia e gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} .

Fonte: autor.

Figura 39 - Relação N/N_0 para água de média turbidez, tempo de sedimentação igual a 30 minutos e gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} .

Fonte: autor.

Figura 40 - Relação N/N_0 para água de alta turbidez, velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia e gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} .

Fonte: autor.

Figura 41 - Relação N/N_0 para água de alta turbidez, velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia e gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} .

Fonte: autor.

Figura 42 - Relação N/N_0 para água de alta turbidez, tempo de sedimentação igual a 30 minutos e gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} .

Fonte: autor.

Com respeito à importância da dosagem de coagulante utilizado na eficiência do processo de coagulação-floculação, pode-se observar através da análise das Figuras 34, 37 e 40 (velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia), que para tempos de floculação relativamente longos, baixos valores de dosagem de coagulante foram capazes de produzir os menores valores de turbidez da água decantada.

O mesmo comportamento foi também evidenciado para ensaios de coagulação-floculação efetuados com valores de velocidade de sedimentação iguais a 27 m/dia (Figuras 35, 38 e 41). No entanto, quando analisa-se os resultados de turbidez da água decantada para tempos de sedimentação iguais a 30 minutos (Figuras 36, 39 e 42), não é possível visualizar com clareza qual é o efeito da dosagem de coagulante e demais grandezas correlatas na eficiência do processo de floculação. Isto, sem dúvida, é uma das grandes limitações da aplicabilidade de resultados de turbidez da água decantada obtidos para tempos de sedimentação muito altos.

Por outro lado, com o aumento da dosagem de coagulante e mantido fixo o gradiente de velocidade pode-se notar que há uma piora na eficiência do processo de floculação pelo fato deste apresentar valores maiores de N/N_0 para um mesmo tempo de agitação. Isto tanto pôde ser observado para valores de turbidez da água decantada para amostras coletadas com velocidades de sedimentação iguais a 54 m/dia e 27 m/dia para as três águas de alta, média e baixa turbidez. Logicamente, esta piora na eficiência do processo de floculação é mais significativa quanto maior for a velocidade de sedimentação.

Mais uma vez, os resultados experimentais obtidos para um tempo de sedimentação igual a 30 minutos não permitem uma análise segura e confiável da importância da dosagem do coagulante na ruptura dos flocos formados durante o processo de coagulação-floculação.

Um aspecto interessante a ser notado é que para uma dosagem fixa de coagulante e gradiente de velocidade, quanto maior for a turbidez da água bruta, menor é o valor de N/N_0 para tempos de floculação longos. Isto significa que quanto menor for a relação entre a massa de hidróxido de alumínio precipitado e a massa de sólidos em suspensão totais, maior tenderá a ser a resistência do floco à ação cisalhante do fluido e melhor a sua sedimentabilidade.

A melhora na sedimentabilidade dos flocos para águas de alta turbidez em relação à água de média e baixa turbidez pode ser explicada pelo fato de os flocos apresentarem maior massa específica quando a relação entre a massa de hidróxido de alumínio e sólidos em suspensão total diminui. Como a dosagem de coagulante é mantida fixa, teoricamente, a massa de hidróxido precipitada é a mesma e, como a concentração de sólidos em suspensão total é variável, quanto maior for esta, menor será a relação entre a massa de hidróxido de alumínio

precipitada e a massa de sólidos em suspensão totais. Deste modo, os flocos formados durante o processo de floculação para a água bruta de alta turbidez tendem a apresentar menor relação entre a massa de hidróxido precipitado e massa de sólidos em suspensão totais e, conseqüentemente, a massa específica do floco tende a ser maior e, também, a sua velocidade de sedimentação.

Este fato, de longa data, tem sido reportado de forma empírica por muitos profissionais que lidam com operação de estações de tratamento de água. Tem sido de senso comum que a tratabilidade de águas de alta turbidez é mais fácil do que quando comparada com águas de baixa turbidez. Inclusive, em alguns casos, as dosagens de coagulante aplicado são praticamente da mesma ordem de grandeza, sem que haja nenhum prejuízo à qualidade da água decantada.

Embora com o aumento da dosagem de coagulante tenha favorecido a uma maior ruptura dos flocos para tempos de floculação altos, os resultados experimentais obtidos permitem concluir que para baixos tempos de floculação a eficiência do processo foi superior quando comparado com os ensaios efetuados com baixas dosagens. Isto significa que a agregação de partículas coloidais é favorecida com o aumento da dosagem de coagulante para baixos valores de tempos de floculação e, com o aumento deste, o efeito passa a ser negativo, sendo a ruptura dos flocos mais significativa. Esta evidência experimental tem um importante significado prático uma vez que a definição da dosagem de coagulante fica condicionada às características hidráulicas do sistema de floculação, bem como do tempo de agitação.

Caso uma estação de tratamento de água esteja trabalhando com sobrecarga hidráulica e, conseqüentemente, com baixo tempo de floculação, será necessário trabalhar com uma maior dosagem de coagulante de modo a permitir um aumento na taxa de agregação de partículas coloidais. Neste caso, o aumento da dosagem de coagulante está associado não ao processo de coagulação (desestabilização das partículas coloidais) e sim à floculação, por permitir uma maior taxa de agregação e, que incorrerá em um aumento no valor da constante K_A . Por sua vez, caso a estação de tratamento de água possuísse um sistema de floculação operando com um tempo de agitação suficientemente longo, as dosagens de coagulante poderiam ser menores, sem que houvesse prejuízo à operação unitária.

Existe, deste modo, um efeito antagônico na influência da dosagem de coagulante na eficiência do processo de floculação. Para baixos tempos de floculação, o efeito é positivo e para valores mais elevados a ruptura dos flocos passa a ser significativa e, portanto, de efeito negativo.

O que se tem feito em algumas estações de tratamento de água de modo a melhorar a cinética de floculação de suspensões coloidais é trabalhar com polímeros como auxiliares de floculação. Estes, não apenas melhoram a sedimentabilidade dos flocos, como também permitem uma maior agregação dos mesmos e uma maior resistência à ação cisalhante do fluido. Logicamente, é de se esperar que as constantes de agregação e ruptura mudem significativamente, e os resultados experimentais obtidos e apresentados na literatura oferecem suporte a tal afirmação.

Portanto, pode-se definir um parâmetro que esteja associado à dosagem de coagulante e a concentração de sólidos em suspensão totais e que esteja inserido nas cinéticas de agregação e ruptura. Deste modo, este efeito antagônico pode ser representado matematicamente.

5.1.3 Influência do gradiente de velocidade

As Figuras 43 a 54 apresentam os resultados típicos obtidos de valores de N/N_0 para velocidades de sedimentação iguais a 54 m/dia e 27 m/dia nos ensaios de “jar test” efetuados com dosagem de coagulante constante e diferentes valores de gradientes médios de velocidade para águas de alta, média e baixa turbidez.

Pelo fato dos valores de N/N_0 obtidos para tempos de sedimentação igual a 30 minutos não terem permitido uma interpretação segura dos resultados experimentais, bem como não terem possibilitado avaliar a influência das grandezas estudadas na cinética de floculação de suspensões coloidais, estes não serão apresentados.

Com o propósito de melhor interpretar os dados experimentais obtidos, são apresentados resultados de ensaios de “jar test” conduzidos sob idênticas condições, tendo como única diferença a dosagem de coagulante, de modo a possibilitar uma análise conjunta da importância desta e do gradiente de velocidade na eficiência do processo de floculação.

Figura 43 - Relação N/N_0 para água de baixa turbidez, velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia e dosagem de coagulante igual a 10 mg/L.

Fonte: autor.

Figura 44 - Relação N/N_0 para água de baixa turbidez, velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia e dosagem de coagulante igual a 30 mg/L.

Fonte: autor.

Figura 45 - Relação N/N_0 para água de baixa turbidez, velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia e dosagem de coagulante igual a 10 mg/L.

Fonte: autor.

Figura 46 - Relação N/N_0 para água de baixa turbidez, velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia e dosagem de coagulante igual a 30 mg/L.

Fonte: autor.

Figura 47 - Relação N/N_0 para água de média turbidez, velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia e dosagem de coagulante igual a 30 mg/L.

Fonte: autor.

Figura 48 - Relação N/N_0 para água de média turbidez, velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia e dosagem de coagulante igual a 60 mg/L.

Fonte: autor.

Figura 49 - Relação N/N_0 para água de média turbidez, velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia e dosagem de coagulante igual a 30 mg/L.

Fonte: autor.

Figura 50 - Relação N/N_0 para água de média turbidez, velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia e dosagem de coagulante igual a 60 mg/L.

Fonte: autor.

Figura 51 - Relação N/N_0 para água de alta turbidez, velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia e dosagem de coagulante igual a 30 mg/L.

Fonte: autor.

Figura 52 - Relação N/N_0 para água de alta turbidez, velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia e dosagem de coagulante igual a 80 mg/L.

Fonte: autor.

Figura 53 - Relação N/N_0 para água de alta turbidez, velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia e dosagem de coagulante igual a 30 mg/L.

Fonte: autor.

Figura 54 - Relação N/N_0 para água de alta turbidez, velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia e dosagem de coagulante igual a 80 mg/L.

Fonte: autor.

Pode-se observar que, com o aumento do gradiente de velocidade, tendo-se mantido constante todas as demais variáveis, a agregação das partículas coloidais é acelerada. A cinética de floculação proposta por Argaman e Kaufman leva em conta tal observação física, dado que a cinética de agregação de partículas primárias é de primeira ordem em relação ao gradiente de velocidade.

Evidencia-se, também, que com o aumento do tempo de floculação, a turbidez da água decantada tende a ser maior para os ensaios conduzidos com altos valores de gradientes médio de velocidades. Assim sendo, comprova-se a importância deste parâmetro na ruptura dos flocos formados durante o processo de floculação.

Um fato interessante a ser observado praticamente em todos os ensaios experimentais obtidos é que para tempos de floculação mais longos, os menores valores de turbidez foram conseguidos para os ensaios executados com os menores gradientes de velocidade média e que para baixos tempos de floculação ocorreu o inverso, ou seja, os ensaios com maiores valores de gradientes médios de velocidade produziram os menores valores de turbidez da água decantada. Esta evidência experimental oferece suporte à utilização de gradientes de velocidade escalonados durante o processo de floculação em câmaras de mistura completa em série. A adoção de um gradiente elevado na primeira câmara de floculação teria por objetivo permitir uma rápida agregação das partículas coloidais, enquanto a sua posterior diminuição com o aumento do tempo de floculação procuraria minimizar a ruptura dos flocos formados.

Também pode-se afirmar que a análise dos resultados experimentais fica sensivelmente prejudicada quando as amostras de água decantada são coletadas com alto tempo de sedimentação.

Uma outra observação experimental é a importância da dosagem de coagulante metálico e do gradiente médio de velocidade na cinética de agregação de suspensões coloidais. Embora já se tenha discutido anteriormente a importância da dosagem de coagulante na cinética de floculação de suspensões coloidais, a avaliação conjunta da significância do binômio gradiente médio de velocidade e dosagem de coagulante é de suma importância uma vez que permitirá definir quais as variáveis que irão compor as cinéticas de agregação e ruptura.

Com o aumento da dosagem de coagulante há uma piora nos valores da turbidez da água decantada, para todos os valores de gradiente de velocidade e valores de turbidez da água bruta.

5.1.4 Influência da concentração de partículas primárias

As Figuras 55 a 62 apresentam os resultados típicos obtidos de valores de N/N_0 para velocidades de sedimentação iguais a 54 m/dia e 27 m/dia nos ensaios de “jar test” efetuados com dosagem de coagulante e gradiente médio de velocidade constantes e para os valores iniciais de concentração de partículas primárias de 15 UNT, 50 UNT e 100UNT.

Pelo fato de os valores de N/N_0 obtidos para tempos de sedimentação igual a 30 minutos não terem permitido uma interpretação segura dos resultados experimentais, bem como não terem possibilitado avaliar a influência das grandezas estudadas na cinética de floculação de suspensões coloidais, estes não serão apresentados.

Figura 55 - Relação N/N_0 para dosagem de coagulante igual a 20 mg/L, gradiente de velocidade igual a 20 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 56 - Relação N/N_0 para dosagem de coagulante igual a 20 mg/L, gradiente de velocidade igual a 20 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 57 - Relação N/N_0 para dosagem de coagulante igual a 20 mg/L, gradiente de velocidade igual a 40 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 58 - Relação N/N_0 para dosagem de coagulante igual a 20 mg/L, gradiente de velocidade igual a 40 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 59 - Relação N/N_0 para dosagem de coagulante igual a 30 mg/L, gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 60 - Relação N/N_0 para dosagem de coagulante igual a 30 mg/l, gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 61 - Relação N/N_0 para dosagem de coagulante igual a 30 mg/L, gradiente de velocidade igual a 60 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 62 - Relação N/N_0 para dosagem de coagulante igual a 30 mg/l, gradiente de velocidade igual a 60 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia.

Fonte: autor.

Analisando-se as Figuras 55 a 62, pode-se observar que quanto maior a turbidez inicial da água bruta (N_0), mais significativa será a eficiência do processo de floculação, dado que a dosagem de coagulante e o gradiente médio de velocidade permaneçam constantes.

Logicamente, deve-se ter em mente que para que seja possível efetuar esta análise da eficiência do processo de floculação para águas com diferentes valores de turbidez inicial, o que está se comparando são os valores de N/N_0 , que nada mais é do que um valor normalizado. Do ponto de vista operacional, é mais objetivo que a análise seja feita em termos de turbidez da água decantada e, neste caso, em muitos resultados obtidos, os valores de turbidez da água decantada para ensaios executados com água de baixa turbidez resultariam menores do que quando comparados com resultados de “jar test” obtidos para águas de média e alta turbidez.

O efeito da concentração de partículas primárias na eficiência do processo de floculação também pôde ser evidenciado nos resultados de turbidez da água decantada obtidos para velocidades de sedimentação igual a 27 m/dia. Como era de se esperar, o efeito do valor da turbidez da água bruta na cinética de agregação de partículas é mais significativo quanto

maior for a velocidade de sedimentação, o que pode ser bem evidenciado analisando-se as Figuras 55 e 56.

É importante salientar que quando analisa-se resultados de ensaios de “jar test”, não se está unicamente julgando a eficiência dos processos de coagulação-floculação mas, também, avaliando-se a eficácia da operação de separação sólido-líquido (sedimentação). Deste modo, pode-se melhor analisar os resultados obtidos dentro de uma visão mais ampla do processo.

Uma das prováveis explicações para a melhor sedimentabilidade dos flocos formados durante o processo de floculação em águas de alta turbidez, quando comparado com águas de média e baixa turbidez, reside no fato de tais flocos apresentarem maior valor de massa específica, uma vez que a dosagem de coagulante é constante.

Além disso, dado que o gradiente de velocidade médio foi mantido constante, pode-se admitir que o tamanho dos flocos formados para cada tempo de floculação específico permaneceu com tamanho praticamente constante e, deste modo, quanto maior for a concentração de sólidos em suspensão totais na água bruta, maior será o número de flocos. Com o aumento destes, mais fácil será o processo de sedimentação no interior dos reatores de floculação em regime estático pelo fato de ser de natureza floculenta. Como o número de flocos é maior quanto maior for a turbidez da água bruta, maior será a frequência de colisões durante o processo de sedimentação e, deste modo, maior será a dimensão dos flocos e, conseqüentemente, maior a sua velocidade de sedimentação.

Também foi notado que para tempos de floculação superior a 30 minutos, não houve uma diferença significativa na eficiência de floculação para a água de média turbidez quando comparada com a água de alta turbidez. Evidentemente, quando compara-se os resultados destes com os apresentados pela água de baixa turbidez, a eficiência foi significativa e, muito maior quanto maior for a concentração de partículas primárias na água bruta.

No entanto, para tempos de floculação inferiores a 30 minutos, pôde ser observada a grande influência da concentração de sólidos em suspensão totais na eficiência da cinética de agregação de partículas coloidais, especialmente quando comparados os valores obtidos para águas de média e alta turbidez.

Tendo em vista que o tempo de detenção hidráulico em sistemas de floculação composto por reatores de mistura completa em série é algo em torno de 20 a 30 minutos e, sabendo-se que a eficiência do processo de floculação é maior para reatores em batelada do que quando comparado com reatores estáticos, é de se esperar que os ensaios de “jar-test” sejam conduzidos com um tempo menor quando comparado com o tempo de detenção hidráulico

teórico do sistema de floculação em escala real. Isto faz com que fique mais evidente a importância da concentração de partículas primárias na eficiência do processo de floculação. Inclusive, tem sido reportado por diversos operadores de estações de tratamento de água a maior facilidade que se tem no tratamento de água bruta com maior turbidez quando comparado com águas de menor turbidez quando a concepção do sistema de tratamento é do tipo convencional. Isto não significa que a dosagem de coagulante metálico venha a ser necessariamente menor quando efetua-se o tratamento de águas de alta turbidez quando comparado com águas de baixa turbidez. O que ocorre é uma significativa melhoria da cinética de floculação, permitindo a formação de flocos visíveis em um menor tempo de agitação, flocos maiores, mais densos e resistentes à ruptura.

Dado que a concentração de partículas primárias mostrou-se ser importante não apenas na agregação como também na ruptura dos flocos, este parâmetro deve ser considerado na formulação do equacionamento da cinética do processo de floculação.

5.2 Constantes cinéticas de agregação e ruptura

5.2.1 Comparação dos valores de K_A e K_B calculados com os valores observados

Com base nos resultados experimentais obtidos nos ensaios de floculação conduzidos em reatores em batelada, foram determinadas as constantes de agregação e ruptura tendo-se utilizado o método de otimização numérica descrito no item 3.4.5.2.

Para cada ensaio de floculação específico, foram determinadas as constantes de agregação e ruptura para as águas de baixa, média e alta turbidez e velocidades de sedimentação iguais a 2 cm/min, 4 cm/min e 30 minutos. Apenas alguns resultados da relação entre os valores calculados e os valores observados das constantes de agregação e ruptura estão apresentados nas Figuras 63 a 80. As tabelas com os demais valores calculados de K_A e K_B apresentam-se no Apêndice F.

Figura 63: Relação N/N_0 para água de baixa turbidez, dosagem de coagulante igual a 20 mg/L, gradiente de velocidade igual a 60 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 64: Relação N/N_0 para água de baixa turbidez, dosagem de coagulante igual a 20 mg/L, gradiente de velocidade igual a 60 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 65: Relação N/N_0 para água de baixa turbidez, dosagem de coagulante igual a 30 mg/L, gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 66: Relação N/N_0 para água de baixa turbidez, dosagem de coagulante igual a 30 mg/L, gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 67: Relação N/N_0 para água de baixa turbidez, dosagem de coagulante igual a 80 mg/L, gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 68: Relação N/N_0 para água de baixa turbidez, dosagem de coagulante igual a 80 mg/L, gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia.

Fonte: autor.

Pode-se observar nas Figuras 63 a 68, para água de baixa turbidez, que a relação N/N_0 calculada com os valores observados de K_A e K_B estão muito próximos dos valores de N/N_0 calculados para todas as dosagens de coagulante analisadas, sendo que para tempos de floculação entre 20min e 40 min alguns valores chegam a ser coincidentes.

Observa-se também que para tempos de floculação acima de 20 minutos, a eficiência do processo de floculação, representada pela relação N/N_0 , permanece constante para todos os valores de dosagem de coagulante analisados.

Comparando as Figuras 63 a 68 em relação à velocidade de sedimentação, pode-se verificar que para todas as dosagens de coagulante analisadas, a eficiência do processo de floculação reduz quando se aumenta a velocidade de 27 m/dia para 54 m/dia.

Figura 69: Relação N/N_0 para água de média turbidez, dosagem de coagulante igual a 80 mg/L, gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 70: Relação N/N_0 para água de média turbidez, dosagem de coagulante igual a 80 mg/L, gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 71: Relação N/N_0 para água de média turbidez, dosagem de coagulante igual a 80 mg/L, gradiente de velocidade igual a 60 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 72: Relação N/N_0 para água de média turbidez, dosagem de coagulante igual a 80 mg/L, gradiente de velocidade igual a 60 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 73: Relação N/N_0 para água de média turbidez, dosagem de coagulante igual a 80 mg/L, gradiente de velocidade igual a 100 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 74: Relação N/N_0 para água de média turbidez, dosagem de coagulante igual a 80 mg/L, gradiente de velocidade igual a 100 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia.

Fonte: autor.

Pode-se observar nas Figuras 69 a 74, para água de média turbidez, que a relação N/N_0 calculada com os valores observados de K_A e K_b também estão muito próximos dos valores de N/N_0 calculados, assim como para águas de baixa turbidez. Também observa-se uma melhora significativa na eficiência do processo de floculação quando reduz a velocidade de sedimentação de 54 m/dia para 27 m/dia.

Fazendo uma comparação em relação ao gradiente de velocidade, já que a dosagem de coagulante em todas as figuras analisadas é igual a 80 mg/L, observa-se que a eficiência do processo de floculação, quase não se altera.

Figura 75: Relação N/N_0 para água de alta turbidez, dosagem de coagulante igual a 30 mg/L, gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 76: Relação N/N_0 para água de alta turbidez, dosagem de coagulante igual a 30 mg/L, gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 77: Relação N/N_0 para água de alta turbidez, dosagem de coagulante igual a 40 mg/L, gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 78: Relação N/N_0 para água de alta turbidez, dosagem de coagulante igual a 40 mg/L, gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 79: Relação N/N_0 para água de alta turbidez, dosagem de coagulante igual a 80 mg/L, gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 54 m/dia.

Fonte: autor.

Figura 80: Relação N/N_0 para água de alta turbidez, dosagem de coagulante igual a 80 mg/L, gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 27 m/dia.

Fonte: autor.

Pode-se observar nas Figuras 75 a 80, para água de alta turbidez, que para todos os valores de dosagem de coagulante e de gradiente de velocidade analisados, a relação N/N_0 com os valores observados de K_A e K_B praticamente são os mesmos que os valores de N/N_0 calculados, para todos os tempos de floculação.

Observa-se também que para tempos de floculação acima de 10 minutos, a eficiência do processo de floculação, representada pela relação N/N_0 , permanece constante para todos os valores de dosagem de coagulante e gradiente de velocidades analisados.

5.2.2 Constantes de agregação e ruptura em função da dosagem de coagulante

As Figuras 81 a 84 apresentam os valores típicos das constantes de agregação e ruptura obtidos para a água de baixa turbidez em função da dosagem de coagulante, tendo-se mantido fixo o gradiente de velocidade e velocidade de sedimentação. De modo análogo, as Figuras 85 a 88 apresentam os mesmos resultados obtidos para água de média turbidez e as Figuras 89 a 92 para a água de alta turbidez.

Figura 81 – Constantes de agregação e ruptura em função da dosagem de coagulante para água de baixa turbidez, gradiente de velocidade igual a 40 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a $3,75 \text{ cm/min}$.

Fonte: autor.

Figura 82 – Constantes de agregação e ruptura em função da dosagem de coagulante para água de baixa turbidez, gradiente de velocidade igual a 40 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a $1,75 \text{ cm/min}$.

Fonte: autor.

Figura 83 – Constantes de agregação e ruptura em função da dosagem de coagulante para água de baixa turbidez, gradiente de velocidade igual a 100 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a $3,75 \text{ cm/min}$.

Fonte: autor.

Figura 84 – Constantes de agregação e ruptura em função da dosagem de coagulante para água de baixa turbidez, gradiente de velocidade igual a 100 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a $1,75 \text{ cm/min}$.

Fonte: autor.

Figura 85 – Constantes de agregação e ruptura em função da dosagem de coagulante para água de média turbidez, gradiente de velocidade igual a 20 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a $3,75 \text{ cm/min}$.

Fonte: autor.

Figura 86 – Constantes de agregação e ruptura em função da dosagem de coagulante para água de média turbidez, gradiente de velocidade igual a 20 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a $1,75 \text{ cm/min}$.

Fonte: autor.

Figura 87 – Constantes de agregação e ruptura em função da dosagem de coagulante para água de média turbidez, gradiente de velocidade igual a 40 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a $3,75 \text{ cm/min}$.

Fonte: autor.

Figura 88 – Constantes de agregação e ruptura em função da dosagem de coagulante para água de média turbidez, gradiente de velocidade igual a 40 s^{-1} , velocidade de sedimentação igual a $1,75 \text{ cm/min}$.

Fonte: autor.

Figura 89 – Constantes de agregação e ruptura em função da dosagem de coagulante para água de alta turbidez, gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a $3,75 \text{ cm/min}$.

Fonte: autor.

Figura 90 – Constantes de agregação e ruptura em função da dosagem de coagulante para água de alta turbidez, gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a $1,75 \text{ cm/min}$.

Fonte: autor.

Figura 91 – Constantes de agregação e ruptura em função da dosagem de coagulante para água de alta turbidez, gradiente de velocidade igual a 80 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a $3,75 \text{ cm/min}$.

Fonte: autor.

Figura 92 – Constantes de agregação e ruptura em função da dosagem de coagulante para água de alta turbidez, gradiente de velocidade igual a 80 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a $1,75 \text{ cm/min}$.

Fonte: autor.

Pode-se observar que, mantido o gradiente de velocidade e a velocidade de sedimentação constante, para água de baixa e média turbidez, com o aumento da dosagem de coagulante houve um gradativo aumento da constante de agregação, o que era de se esperar e que realmente é observado na operação de ETA. No entanto, para água de alta turbidez, para valores de dosagem de coagulante acima de 40 mg/L , passa a ocorrer uma redução na constante de agregação indicando que, um aumento da sua dosagem efetuada de modo inadequado, podem trazer efeitos desastrosos na operação da ETA.

Esta redução da constante de agregação em função do aumento da dosagem de coagulante também está ligada a cinética de floculação originalmente proposta por Argaman e Kaufman. No trabalho original desenvolvido por ambos pesquisadores, não houve uma maior preocupação em buscar-se uma quantificação da variação das constantes de agregação e ruptura em função da dosagem de coagulante. Naquele momento, embora fossem conhecidos de modo qualitativo as deficiências da cinética proposta, não haviam recursos computacionais suficientes para uma rápida solução de um conjunto de equações que eventualmente fossem propostas, de modo que era melhor levar em consideração todas as variáveis envolvidas na operação unitária de floculação.

Em função disto, deve-se compreender que o efeito sinérgico das constantes de agregação e ruptura, para um tempo de floculação infinito, é que deverá condicionar o valor de N/N_0 , conforme já discutido anteriormente. Deste modo, para altas dosagens de coagulante e em função da limitação da cinética proposta, o valor da constante de agregação poderá ser ligeiramente distorcido tendo-se por objetivo otimizar o valor de N/N_0 . Um exemplo de tal deformação pode ser observado nas Figuras 89, 90, 91 e 92. Observa-se que, com o aumento da dosagem de coagulante há um aumento e consequente diminuição da constante de agregação.

Do ponto de vista físico e, de acordo com os resultados experimentais obtidos, espera-se que, com o aumento da dosagem de coagulante até um determinado valor, ocorra um aumento da constante de agregação e, acima desta, o seu aumento passe a ser apenas marginal, praticamente tendendo a um valor constante. Este fato foi observado na grande maioria dos resultados experimentais obtidos, conforme apresentado nas Figuras 81, 83 e 86, que podem ser classificados como resultados típicos.

Existe, deste modo, um efeito antagônico na influência da dosagem de coagulante na eficiência do processo de floculação. Para baixos tempos de floculação, o efeito é positivo e para valores mais elevados, a ruptura dos flocos passa a ser significativa e, portanto, de efeito negativo. Assim sendo, pôde-se observar que, com o aumento da dosagem de coagulante metálico, mantido fixo o gradiente de velocidade, há um aumento na constante de agregação e do mesmo modo, notou-se que, também houve um aumento da constante de ruptura, indicando, assim, que quanto maior for a quantidade de hidróxido metálico no floco formado, menor tenderá ser a sua resistência quando submetido a tensões de cisalhamento. Isto pode ser comprovado quando analisa-se os valores das constantes de ruptura para as três águas brutas testadas, mantida a dosagem de coagulante constante, quanto menor a turbidez da água bruta, maior a tendência a ruptura.

5.2.3 Constantes de agregação e ruptura em função da turbidez da água bruta

As Figuras 93 a 97 apresentam alguns valores típicos de constantes de agregação e ruptura em função da turbidez da água bruta para ensaios de coagulação-floculação conduzidos com igual dosagem de coagulante, gradiente médio de velocidade e velocidade de sedimentação.

Figura 93 – Constantes de agregação e ruptura em função da turbidez da água bruta para dosagem de coagulante igual a 20 mg/L, gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 3,75 cm/min.

Fonte: autor.

Figura 94 – Constantes de agregação e ruptura em função da turbidez da água bruta para dosagem de coagulante igual a 30 mg/L, gradiente de velocidade igual a 20 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 3,75 cm/min.

Fonte: autor.

Figura 95 – Constantes de agregação e ruptura em função da turbidez da água bruta para dosagem de coagulante igual a 40 mg/L, gradiente de velocidade igual a 40 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 3,75 cm/min.

Fonte: autor.

Figura 96 – Constantes de agregação e ruptura em função da turbidez da água bruta para dosagem de coagulante igual a 60 mg/L, gradiente de velocidade igual a 20 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 3,75 cm/min.

Fonte: autor.

Figura 97 – Constantes de agregação e ruptura em função da turbidez da água bruta para dosagem de coagulante igual a 80 mg/L, gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} e velocidade de sedimentação igual a 3,75 cm/min.

Fonte: autor.

Conforme pode ser observado nas Figuras 93 a 97, para todas as dosagens de coagulante empregadas, com o aumento da turbidez da água bruta houve uma diminuição significativa da constante de ruptura. Embora também tenha sido observada uma variação na constante de agregação, esta foi muito pequena quando comparada numericamente com as variações na constante de ruptura.

É interessante observar que a variação na constante de ruptura não ocorreu linearmente com o aumento da turbidez da água bruta. A maior redução na constante de ruptura foi observada da água bruta de baixa turbidez (15 UNT) para a água bruta de média turbidez (50 UNT). Com o aumento da turbidez da água bruta de 50 UNT para 100 UNT, a variação da constante de ruptura ocorreu apenas de forma marginal, o que significa dizer que, embora esta seja função da turbidez da água bruta, a sua relação não deve ser simplesmente linear, conforme sugerido por Argaman e Kaufman.

Pelo fato de a variação da constante de agregação em função da turbidez da água bruta ter sido muito pequena, pode-se dizer que não há uma dependência direta entre ambos parâmetros, o que está de acordo com o preconizado por Argaman e Kaufman.

As implicações práticas de tais conclusões são extremamente importantes na operação de ETA pois explica, em parte, a maior dificuldade na operação do processo de floculação em

ETA que tratam águas de baixa turbidez, cujos mananciais são reservatórios com alto tempo de detenção hidráulico, muitas vezes com elevado grau de eutrofização. Muitas vezes a correta definição e escolha dos gradientes de velocidade nas câmaras de floculação torna-se uma tarefa extremamente difícil dada a fragilidade dos flocos previamente formados, o que acaba exigindo muitos cuidados por parte do corpo operacional da ETA.

Esta fragilidade está justamente associada ao baixo valor da massa específica do floco que é formado por partículas originalmente presente na água bruta e pelo hidróxido metálico formado quando da introdução do coagulante. Caso estas partículas coloidais originárias da água bruta sejam de origem inorgânica (siltes, argilas, etc.), mantido constante a dosagem de coagulante, a massa específica do floco formado tenderá a ser maior, caso estas sejam formadas principalmente por algas.

5.3 Comparação da eficiência do processo de floculação para diferentes concepções de reatores e a relação entre o tempo de detenção hidráulico e o tempo de floculação adotado nos ensaios de “jar test”

Admitindo que o processo de floculação ocorra simultaneamente em dois reatores de floculação, o primeiro sendo caracterizado hidraulicamente como um reator de mistura completa e o outro caracterizado como um reator pistonado ideal e assumindo que em ambos os reatores as condições do processo de floculação sejam as mesmas, isto é, iguais tempos de floculação, constantes de agregação e ruptura e gradiente de velocidade, pode-se calcular e comparar a eficiência da cinética de agregação de suspensões coloidais para ambos sistemas. A Figura 98 apresenta os resultados calculados da eficiência do processo de floculação para diferentes tempos de floculação.

Analisando a Figura 98, pode-se observar que, uma vez fixado o tempo de floculação, o reator de fluxo pistonado apresenta maior eficiência do que quando comparado com o reator de mistura completa. Para baixos tempos de floculação, as eficiências de ambos os reatores são muito próximas e, com o gradativo aumento do tempo, a eficiência do reator pistonado ideal vai tornando-se relativamente maior do que quando comparado com o reator de mistura completa. Este comportamento apresenta grandes implicações no dimensionamento de sistemas de floculação em escala real.

Figura 98 - Eficiência do processo de floculação para reatores de mistura completa e reator pistonado ideal em função do tempo de floculação.

Fonte: autor.

Como reatores de fluxo pistonado apresentam maior eficiência quando comparados com reatores de mistura completa, uma vez fixado um valor de N_0/N , o tempo necessário para que tal valor seja atingido será menor para um reator de fluxo pistonado do que para reatores de mistura completa. Isto significa que, sendo conhecida a vazão afluyente ao sistema de floculação, o reator de mistura completa, necessariamente, deverá apresentar maior volume do que quando comparado com um reator pistonado ideal.

Deste modo, do ponto de vista econômico, é muito mais interessante que os sistemas de floculação sejam dimensionados como reatores de fluxo pistonado do que como reatores de mistura completa.

No entanto, do ponto de vista construtivo, é muito mais difícil a representação do comportamento hidráulico de um reator de fluxo pistonado do que um reator de mistura completa. Na realidade, mesmo procurando-se construir um sistema de floculação com uma geometria que tenha por propósito representar o comportamento de um reator de fluxo pistonado, infelizmente, é difícil evitar que a dispersão longitudinal seja desprezível.

Um dos modelos hidráulicos mais utilizados na representação de reatores de fluxo pistonado ideal é composto por um conjunto de reatores completamente misturados em série. Uma vez mantido o mesmo tempo de detenção, com o aumento do número de reatores completamente

misturados em série, o seu comportamento hidráulico tenderá ao comportamento de um reator pistonado ideal.

A Figura 99 apresenta diversas distribuições de tempos de residência para conjuntos de reatores de mistura completa em série.

Figura 99 - Distribuição de tempos de residência em função do número de reatores de mistura completa em série.

Fonte: autor.

Uma análise da Figura 99 permite concluir que quanto maior for o número de reatores de mistura completa em série, mais próximo o sistema se aproximará de um reator pistonado ideal. Isto faz com que, sempre que possível, o dimensionamento de um sistema de floculação seja efetuado com o maior número possível de reatores em série. No entanto, por razões de ordem prática, econômica e construtiva, em geral, o número de reatores em série não é superior a quatro.

Deste modo, uma das alternativas para minimizar os efeitos dispersivos em sistemas de floculação e maximizar a sua eficiência é procurar construí-lo como sendo composto por um conjunto de reatores de mistura completa em série. O efeito da compartimentação de sistemas de floculação é significativo e já foi analisado por diversos pesquisadores (DI BERNARDO et al., 1987; ARGAMAN et al., 1970; ARGAMAN, 1971). O efeito da compartimentação de sistemas de floculação pode ser melhor visualizado analisando-se a Figura 100.

Figura 100 - Eficiência do processo de floculação em função do grau de compartimentação do sistema para diversos valores de gradiente médio de velocidade.

Fonte: autor.

Como já foi visto anteriormente, o único sistema que apresenta comportamento hidráulico semelhante ao reator pistonado ideal são os reatores em batelada. Embora sejam muito pouco utilizados em escala real, estes são extensivamente utilizados em ensaios de “jar test”.

Tendo em vista a análise efetuada até o momento, pode-se concluir que, muitas vezes, a simples transposição de resultados de ensaios de floculação em “jar test” pode produzir resultados que não sejam condizentes com a realidade física do sistema de floculação em escala real.

Uma vez que sistemas de floculação em escala real comportam-se como reatores de mistura completa em série e o reator do ensaio de “jar test” comporta-se como um sistema em batelada, fixado um tempo de floculação, é de se esperar que a eficiência do processo de agregação de partículas coloidais seja maior no ensaio de “jar test” do que no sistema de floculação em escala real.

Isto significa que, para que seja possível representar mais fielmente o comportamento do processo de floculação em escala real, necessariamente, o tempo de floculação a ser adotado no ensaio de “jar test” deverá ser menor do que o tempo de detenção hidráulico do sistema.

Esta relação de tempos de floculação entre a escala real e o ensaio de “jar test” pode ser determinada igualando-se as Equações 43 e 53, já que deseja-se que ambos os sistemas

tenham a mesma eficiência. Assumindo que os sistemas apresentem iguais valores de K_A e K_B , tem-se que:

$$\frac{(1 + K_a \cdot G \cdot \frac{\theta}{m})^m}{1 + K_b \cdot G^2 \cdot \frac{\theta}{m} \cdot \sum_{i=0}^{m-1} (1 + K_a \cdot G \cdot \frac{\theta}{m})^i} = \frac{1}{\frac{K_B}{K_A} \cdot \bar{G} + \left(1 - \frac{K_B}{K_A} \cdot \bar{G}\right) \cdot e^{-K_A \cdot \bar{G} \cdot t}} \quad \text{Equação (56)}$$

Na qual,

θ_i = tempo de detenção hidráulico em cada reator individual de mistura completa em série (T)

t = tempo de floculação em um reator em batelada (T).

Assim sendo, conhecido o comportamento hidráulico do sistema de floculação em escala real e o seu tempo de detenção hidráulico (θ), bem como os valores das constantes de agregação e ruptura, é possível determinar qual é o tempo de floculação (t), tal que seja possível obter a mesma eficiência de remoção de partículas primárias.

Admitindo-se valores de constantes de agregação e ruptura iguais a $8 \cdot 10^{-5}$ e $2 \cdot 10^{-7} \text{ s}^{-1}$, pode-se trabalhar matematicamente, com o auxílio de planilha construída em EXCEL, a Equação 56 tendo-se por objetivo calcular o tempo de floculação em um reator estático que permita a mesma eficiência quando comparado com um sistema de floculação operando em regime de escoamento contínuo, constituído de uma ou mais câmaras em série.

Como parâmetros de entrada é necessário que o usuário defina o tempo de detenção hidráulico no sistema de floculação em regime de escoamento contínuo, o gradiente de velocidade, o número de câmaras em série e os valores das constantes de agregação e ruptura. As Figuras 101 a 104 apresentam a relação entre t e θ em função do tempo de detenção no reator de mistura completa para diferentes valores de gradientes de velocidade e número de câmaras em série.

Analisando-se as Figuras 101 a 104, pode-se observar que, com o aumento do tempo de floculação no sistema em regime de escoamento contínuo, há uma diminuição da relação entre t e θ , fato este observado para diferentes valores de gradientes de velocidade e número de câmaras.

Figura 101 – Relação entre t e θ em função do tempo de floculação no reator de mistura completa. Número de câmaras igual a 1.

Fonte: autor.

Figura 102– Relação entre t e θ em função do tempo de floculação no reator de mistura completa. Número de câmaras igual a 2.

Fonte: autor.

Figura 103 – Relação entre t e θ em função do tempo de floculação no reator de mistura completa. Número de câmaras igual a 3.

Fonte: autor.

Figura 104 – Relação entre t e θ em função do tempo de floculação no reator de mistura completa. Número de câmaras igual a 4.

Fonte: autor.

A importância da compartimentação de um sistema de floculação em regime de escoamento contínuo pode ser evidenciada analisando-se as Figuras 101 a 104 para um específico valor de gradiente de velocidade. Admitindo-se um tempo de floculação no sistema em regime de escoamento contínuo igual a 30 minutos, para um gradiente de velocidade igual a 30 s^{-1} , tem-se valores de tempos de floculação no sistema em batelada iguais a 11,6 minutos, 16,0 minutos, 18,6 minutos e 20,3 minutos para reatores compostos por uma, duas, três ou quatro câmaras, respectivamente.

Isto significa que, quanto maior for o grau de compartimentação do sistema de floculação em regime de escoamento contínuo, também maiores deverão ser os tempos de floculação no reator em batelada. O conceito fundamental envolvido nesta análise é que, caso o número de câmaras em série tenda a infinito, os tempos t e θ tenderão a se igualar, isto porque o comportamento do processo de floculação no reator de mistura completa com infinito número de câmaras tenderá a um reator pistonado ideal.

Outro aspecto interessante a ser observado é a influência do gradiente médio de velocidade na relação entre t e θ . Para um específico número de câmaras e tempo de floculação no reator de mistura completa, observa-se uma diminuição na relação entre t e θ com o aumento do gradiente de velocidade. Isto significa que, quanto menor for o gradiente médio de velocidade, mais próximo do tempo de detenção hidráulico do sistema em regime de escoamento contínuo deverá ser o tempo de floculação no sistema em batelada de modo que a eficiência entre ambos seja semelhante.

Esta análise matemática do comportamento do processo de floculação para reatores em batelada e de mistura completa em série com respeito a relação entre seus tempos de detenção é dependente de uma série de variáveis, tais como o número de câmaras do sistema de mistura completa, o gradiente médio de velocidade e, principalmente, das constantes de agregação e ruptura.

Pode-se, de antemão, afirmar com segurança que, seja qual for o tempo de detenção hidráulico em um sistema de floculação composto por reatores de mistura completa em série, o ensaio de floculação em reator estático deverá ser efetuado com um tempo menor, sendo este dependente das grandezas já citadas.

No entanto, para que seja possível a aplicação da metodologia descrita na determinação da relação entre t e θ com sucesso, primeiramente, é necessário que sejam determinadas e conhecidas as constantes de agregação e ruptura.

6. CONCLUSÕES

Com base nos resultados experimentais obtidos, pode-se concluir que:

- A dosagem de coagulante metálico tem profunda influência na cinética de floculação de suspensões coloidais, refletindo diretamente nas constantes de agregação e ruptura.
- Com o aumento da dosagem de coagulante, observou-se um aumento da constante de agregação até um valor constante, sendo que, a partir de uma determinada dosagem de coagulante, o seu aumento foi praticamente marginal.
- A variação da constante de ruptura em função da dosagem de coagulante ocorreu de modo crescente e praticamente linear, o que comprova o aumento da fragilidade do floco com o aumento do teor de hidróxido metálico em sua constituição.
- Mantida a dosagem de coagulante aplicada constante, quanto maior a turbidez da água bruta, menor tenderá a ser a constante de ruptura. No entanto, a relação entre ambas as grandezas não apresentou uma relação linear.
- Para baixos valores de tempos de floculação, para que a agregação de partículas coloidais dê-se de modo satisfatório a dosagem de coagulante a ser utilizada no processo de tratamento de água tem de ser tal que proporcione o maior valor da constante de agregação.
- Para tempos de floculação elevados, a dosagem de coagulante metálico pode ser menor, o que faz com que caso o mecanismo de coagulação de suspensões coloidais empregado no processo de tratamento de água seja por varredura, a dosagem de coagulante será ditada pelo processo de floculação e não pelo processo de coagulação.
- Com base nos resultados dos ensaios de floculação conduzidos em regime de escoamento contínuo e em batelada, recomenda-se que a simulação de processos de mistura lenta em estações de tratamento de água seja efetuada em “jar test” admitindo-se uma relação entre ambos os tempos floculação da ordem de 40% e 60%.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AMIRTHARAJH, A.; MILLS, K. M. Rapid mix design for mechanisms of alum coagulation. **J. AWWA**, v.74, n. 4, p.210-216, 1982.

AMIRTHARAJAH, A.; O'MÉLIA, C. R. **Coagulation processes: destabilization, mixing and flocculation. Water quality and treatment**. 1º ed., Toronto, Canadá, Ed. McGraw- Hill, 1990. 220p.

APHA (American Public Health Association). **Standard Methods For the Examination of Water and Wastewater**. 22ª ed., American Public Health Association, Water Environment Federation, Washington, DC, 2012.

ARGAMAN, Y. A.; KAUFMAN, W.J. Turbulence and flocculation. **Journal of Environmental Engineering**, n. 96, p. 223-241, 1970.

ARGAMAN, Y.A. Pilot-plant studies of flocculation. **Journal of American Water Works Association**. p.775-777, 1971.

BERLITZ, A. A.; KISLENKO, V. N. Kinetic models of suspension flocculation by polymers. **Colloids Surfaces A: Physicochem. Eng. Aspects**, vol.104, p. 67–72, 1995.

BORBA, L. R. **Viabilidade do uso da *Moringa oleífera* Lam no tratamento simplificado da água para pequenas comunidades**. Dissertação de mestrado, Universidade Federal da Paraíba, João Pessoa, 2001.

BRATBY, J.; MILLER, M.W.; MARAIS, G.R. Design of flocculation from batch test data. **Water S.A.**, p.173-182, 1977.

BRESAOLA, R. **Influência da pré-ozonização na coagulação-floculação da água de abastecimento, utilizando o sulfato de alumínio como coagulante**. Volume I. Dissertação de mestrado. Universidade de Campinas, 493 p., 1993.

BROSTOW, W.; PAL, S.; SINGH, R. P. A model of flocculation. **Materials Letters**, vol. 61, p.4381–4384, 2007

CAMP, T.R.; STEIN, P.C. Velocity gradients and internal work in fluid motion. **J. Boston Soc. Civ. Eng**, vol. 30, p. 219–237, 1943.

CAMPOS, J. R.; POVINELLI, J. **Coagulação e Floculação**. In: NETTO et al., Técnicas de Abastecimento e Tratamento de Água. 2ª ed., v. 2, cap. 19, São Paulo, Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental – CETESB. 1976

CAMPOS, S. X.; DI BERNARDO, L.; VIEIRA, E. M. Influência das características das substâncias húmicas na eficiência da coagulação com sulfato de alumínio. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, vol. 10, n.3, p.194-199, 2005.

CARDOSO, K. C. **Estudo do processo de coagulação-floculação por meio da moringa oleífera LAM para obtenção de água potável.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Universidade Estadual de Maringá, Maringá, 2007.

CARVALHO, M. J. H. **Uso de coagulantes naturais no processo de obtenção de água potável.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Universidade Estadual de Maringá, Maringá, 2008.

CASSON, L.W., LAWLER, D.F. Flocculation in turbulent flow: measurement and modeling of particle size distributions. **Journal of American Water Works Association**, 1990.

CLARK, M. Critique of Camp and Stein's RMS velocity gradient. **Journal of Environmental Engineering**, p. 741-754, 1985.

CLARK, M. **Transport modeling for environmental engineers and scientists.** New York, John Wiley & Sons, 1996. 559p.

CLEASBY, J.L. Is velocity gradient a valid turbulent flocculation parameter? **Journal of Environmental Engineering**, p. 875-897, 1984.

DAS, K. K.; SOMASUNDARAN, P. A kinetic investigation of the flocculation of alumina with polyacrylic acid. **Journal of Colloid and Interface Science**, vol. 271, p.102–109, 2004.

DI BERNARDO, L.; MENDES, C. G. N.; GUIMARÃES, A. F. Coagulação-floculação de águas com turbidez ou cor elevada (Parte II). **Revista DAE**, v.47, 1987.

DI BERNARDO, L. **Métodos e técnicas de tratamento de água.** Rio de Janeiro, ABES, 1993. 481p.

DI BERNARDO, L.; DANTAS, A. D. B. **Métodos e técnicas de tratamento de água.** 2ª ed. v. 1. São Carlos: RiMa, 2005.

DI BERNARDO L.; SAGOBAL PAZ, L. P. P. **Seleção de Tecnologias de Tratamento de Água: volume 1.** 1ª ed. São Carlos: LDIBE, 2008. 1538 p.

ELDER, G.; BUDD, G. C. Overview of water treatment processes. In: EDZWALD, J. K (editor). **Water Quality and treatment: A Handbook on Drinking Water.** 6ª ed. New York: McGraw-Hill, 2011. p.5.1-5.38.

FAIR, G.M.; GEMMEL, R.S. A mathematical model of coagulation. **Journal of Colloid Science**, n.14, p. 360-372, 1964.

FERREIRA FILHO, S. S.; LAGE FILHO, F. A. Comportamento químico do alumínio e do ferro em meio aquoso e implicações no tratamento de água. **Revista Sanare**, vol.6, p.50-58, 1996.

FERREIRA FILHO, S.S. **Processos Físicos Químicos I – Coagulação.** São Paulo: Epusp, 2013. Material didático do curso de doutorado ministrado pelo Professor Doutor Sidney Seckler Ferreira Filho.

FRANÇOIS, R. J. Strength of aluminium hydroxide flocs. **Water Research**, vol. 21, n.9, p.1023–1030, 1987.

HAN, M.; LAWLER, D. F. The (relative) insignificance of G in flocculation. **Journal AWWA**, vol. 84, n.10, p.79–91, 1992.

HANSON, A. T.; CLEASBY, J. L. The effects of temperature on turbulent flocculation: fluid dynamics and chemistry. **Journal of American Water Works Association**, 1990.

HARRIS, H. S.; KAUFMAN, W. J.; KRONE, R. B. Orthokinetic flocculation in water purification. **Journal of Environmental Engineering**, p. 95-111, 1966.

HENDRICKS, D. W. **Guidelines and criteria for design**. Water treatment unit processes: Physical and Chemical, CRC Press, Boca Raton,FL, 2006.

HESPAÑHOL, I. **Cinética de floculação de suspensões coloidais com polieletrólitos naturais**. Tese (Livre-Docência) - São Paulo - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo (EPUSP), 232 p., 1982.

HIEMENZ, P.C. **Principles of colloid and surface chemistry**. 2^a ed., New York, Marcel Dekker, 1986.

JARVIS, P.; JEFFERSON, B.; PARSONS, S. A. A review of floc strength and breakage. **Water Research**, vol.39, p.3121–3137.

KANG, L. S.; CLEASBY, J. L. Temperature Effects on flocculation kinetics using Fe(III) coagulant. **J. Environ. Eng.**, vol. 121, n. 12, p. 893–901.

KRAMER, T. A.; CLARCK, M. M. Influence of strain-rate on coagulation Kinetics. **J. Environ. Eng.**, vol.123, n.5, p.444–452.

KAWAMURA, S. Coagulation consideration. **Journal of American Water Works Association**, vol. 65, n.6, 1973.

LETTERMAN, R. D.; YIACOUMI, S. Coagulation and Flocculation. In: EDZWALD, J. K (editor). **Water Quality and treatment: A Handbook on Drinking Water**. 6^a ed. New York: McGraw-Hill, 2011. p.8.2-8.72.

LIBÂNIO, M. **Avaliação da floculação em reatores estáticos e de escoamento contínuo com gradientes de velocidade constante e variável**. Tese (Doutorado) - São Carlos. Escola de Engenharia de São Carlos (EESC). 126 p. 1995.

LIBÂNIO, M. Avaliação do emprego de sulfato de alumínio e de cloreto férrico na coagulação de água naturais de turbidez média e cor elevada. **ABES-Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental II**, vol. 51, 2010.

MARQUES, R.O. **Cinética de floculação de água bruta com baixa turbidez utilizando sais de alumínio e ferro como coagulante**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil), Escola Politécnica de São Paulo, São Paulo, 2016. 118 p.

MENDES, C. G. N. **Estudo da coagulação e floculação de águas sintéticas e naturais com cor e turbidez variáveis**. Dissertação de Doutorado, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade Estadual do Estado de São Paulo, São Paulo, 1989.

McCONNACHIE, G. L. Turbulence intensity of mixing in relation to flocculation. **Journal of Environmental Engineering**, p. 731-750, 1991.

MORAES, L. C. K. **Estudo da coagulação-ultrafiltração com o biopolímero quitosana para a produção de água potável**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Universidade Estadual de Maringá – UEM, Maringá. 2004.

MORAES, L.C.K. **Estudo dos processos de coagulação e floculação seguidos de filtração com membranas para a obtenção de água potável**. Tese (Doutorado em Engenharia Química). Universidade Estadual de Maringá, 2009.

MORUZZI, R.B.; OLIVEIRA, S.C. **Modelagem matemática e análise do processo de floculação em câmaras em série**. 9th Brazilian Conference on Dynamics, Control and their Application, p. 746-751, 2010.

PAVANELLI, G. **Eficiência de diferentes tipos de coagulantes na coagulação, floculação e sedimentação de água com cor ou turbidez elevada**. 2001. 102p. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Faculdade de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2001.

PARKER, D. S.; KAUFMANN, W. J.; JENKINS, D. Flocc breakup in turbulent flocculation processes. **Journal of Environmental Engineering**, p. 79-99, 1972.

RITCHER, C. A.; AZEVEDO NETTO, J. M. **Tratamento de água – tecnologia atualizada**, São Paulo: Editora Edgard Blucher Ltda., 1991.

RICHTER, C. A. **Água: métodos e tecnologia de tratamento**. 1^a ed. São Paulo: Edgard Blucher, 2009. 340p.

RUNKANA, V.; SOMASUNDARAN, P; KAPUR, P. C. A population balance model for flocculation of colloidal suspensions by polymer bridging. **Chemical Engineering Science**, vol. 61, p.182–191, 2006.

SEKIOU, F.; KELLIL, A. Effect of organic and mineral matters on kinetic and performance of flocculation. **Desalination**, vol. 249, p.891–894, 2009.

SPINELLI, V. A. **Quitosana: polieletrólito natural para o tratamento de água potável**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Universidade Federal de Santa Catarina – UFSC, Florianópolis, Santa Catarina, 2001.

SWETLAND, K. A.; SHIRK, M. L. W.; LION, L. W. Flocculation-Sedimentation Performance Model for Laminar-Flow Hydraulic Flocculation with Polyaluminum Chloride and Aluminum Sulfate Coagulants. **Journal Enviromental Engennering**, vol. 140, n.3, 040140022014, 2006.

TAMBO, N.; WATANABE, Y. Physical characteristics of flocs-I. The floc density function and aluminium floc. **Water Research**, n.13, p. 409-419, 1979a.

TAMBO, N.; HOZUMI, H. Physical characteristics of flocs-II: strenght of floc. **Water Research**, n.13, p.421-427, 1979b.

THEODORO, P. S. **Utilização da eletrocoagulação no tratamento de efluente da indústria galvânica**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Universidade Estadual do Oeste do Paraná, 2010.

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

TSE, I. C.; SWETLAND, K.; SHIRK, M. L. W; LION, L. W. Fluid shear influences on the performance of hydraulic flocculation systems. **Water research**. vol.45, p.5412–5418, 2011.

USP. **Manual de procedimentos e técnicas laboratoriais voltado para análises de águas e esgotos sanitário e industrial**, 2004.

VANLOON, G.W; DUFFY, S.J. **Environmental Chemistry: A Global Perspective**. Oxford: Oxford University Press, 492p., 2000.

VIANNA, M. R. **Hidráulica aplicada às estações de tratamento de água**. Belo Horizonte: Instituto de Engenharia Aplicada, 1992. 2ª ed. 344 p.

WATANABE, Y. Flocculation and me. **Water Research**.vol.114, p.88-103, 2017.

XIAO, F.; YI, P.; PAN, X. R.; ZHANG, B. J.; LI, C. Comparative study of the effects of experimental variables on growth rates of aluminum and iron hydroxide flocs during coagulation and their structural characteristics. **Desalination**. vol.250, p.902–907, 2010.

YANG, Z.; YANG, H.; JIANG, Z.; HUANG, X.; LI, H.; LI, A.; CHENG, R. A new method for calculation of flocculation kinetics combining Smoluchowski model with fractal theory. **Colloids and Surfaces A: Physicochemical Engineering Aspects**, vol.423, p.11– 19, 2013.

YU, W.; LI, G.; XU, Y.; YANG, X. Breakage and re-growth of flocs formed by alum and PACl. **Powder Technology**. vol. 189, p.439–443, 2009.

ZHANG, J. J.; LI, X. Y. Modeling Particle-Size Distribution Dynamics in a Flocculation System. **AIChE Journal**. vol.49, n. 7, p.1870–1882, 2003.

APÊNDICE A – CARACTERIZAÇÃO FÍSICO-QUÍMICA DA ÁGUA DE ABASTECIMENTO UTILIZADA NO PREPARO DA ÁGUA BRUTA SINTÉTICA

Tabela 2 – Caracterização físico-química da água de abastecimento utilizada no preparo da água bruta sintética do Lote 1.

PARÂMETROS	UNIDADE (mg/L)	VALOR
Alcalinidade	CaCO ₃	31
Dureza	CaCO ₃	128
Temperatura	°C	25
Nitritos	N	N.D
Nitratos	N	1,1
pH	-	7,8
Sulfato	SO ₄ ⁻²	1
Cloretos	Cl ⁻	15
Sólidos em Suspensão	-	30
Sólidos em Suspensão Fixos	-	28
Sólidos em Suspensão Voláteis	-	2
Sólidos Dissolvidos Totais	-	140
Sólidos Dissolvidos Fixos	-	90
Turbidez	NTU	0,6

Fonte: autor.

Tabela 3 – Caracterização físico-química da água de abastecimento utilizada no preparo da água bruta sintética do Lote 2.

PARÂMETROS	UNIDADE (mg/L)	VALOR
Alcalinidade	CaCO ₃	37
Dureza	CaCO ₃	53
Temperatura	°C	25
Nitritos	N	N.D
Nitratos	N	1,9
pH	-	8,4
Sulfato	SO ₄ ⁻²	8
Cloretos	Cl ⁻	17
Sólidos em Suspensão	-	33
Sólidos em Suspensão Fixos	-	31
Sólidos em Suspensão Voláteis	-	2
Sólidos Dissolvidos Totais	-	120
Sólidos Dissolvidos Fixos	-	100
Turbidez	NTU	1,3

Fonte: autor.

Tabela 4 – Caracterização físico-química da água de abastecimento utilizada no preparo da água bruta sintética do Lote 3.

PARÂMETROS	UNIDADE (mg/L)	VALOR
Alcalinidade	CaCO ₃	27
Dureza	CaCO ₃	53
Temperatura	°C	25
Nitritos	N	N.D
Nitratos	N	0,17
pH	-	8,6
Sulfato	SO ₄ ⁻²	7
Cloretos	Cl ⁻	16
Sólidos em Suspensão	-	67
Sólidos em Suspensão Fixos	-	61
Sólidos em Suspensão Voláteis	-	6
Sólidos Dissolvidos Totais	-	140
Sólidos Dissolvidos Fixos	-	80
Turbidez	NTU	0,8

Fonte: autor.

Tabela 5 – Caracterização físico-química da água de abastecimento utilizada no preparo da água bruta sintética do Lote 4.

PARÂMETROS	UNIDADE (mg/L)	VALOR
Alcalinidade	CaCO ₃	28
Dureza	CaCO ₃	116
Temperatura	°C	25
Nitrito	N	N.D
Nitrato	N	0,05
pH	-	8,0
Sulfato	SO ₄ ⁻²	5
Cloreto	Cl ⁻	14
Sólidos em Suspensão	-	30
Sólidos em Suspensão Fixos	-	26
Sólidos em Suspensão Voláteis	-	4
Sólidos Dissolvidos Totais	-	90
Sólidos Dissolvidos Fixos	-	60
Turbidez	NTU	0,9

Fonte: autor.

Tabela 6 – Caracterização físico-química da água de abastecimento utilizada no preparo da água bruta sintética do Lote 5.

PARÂMETROS	UNIDADE (mg/L)	VALOR
Alcalinidade	CaCO ₃	31
Dureza	CaCO ₃	114
Temperatura	°C	25
Nitritos	N	N.D
Nitratos	N	2,8
pH	-	8,4
Sulfato	SO ₄ ⁻²	6
Cloretos	Cl ⁻	15
Sólidos em Suspensão	-	39
Sólidos em Suspensão Fixos	-	34
Sólidos em Suspensão Voláteis	-	5
Sólidos Dissolvidos Totais	-	100
Sólidos Dissolvidos Fixos	-	50
Turbidez	NTU	1,8

Fonte: autor.

Tabela 7 – Caracterização físico-química da água de abastecimento utilizada no preparo da água bruta sintética do Lote 6.

PARÂMETROS	UNIDADE (mg/L)	VALOR
Alcalinidade	CaCO ₃	28
Dureza	CaCO ₃	102
Temperatura	°C	25
Nitritos	N	N.D
Nitratos	N	2,8
pH	-	8,1
Sulfato	SO ₄ ⁻²	6
Cloretos	Cl ⁻	14
Sólidos em Suspensão	-	40
Sólidos em Suspensão Fixos	-	35
Sólidos em Suspensão Voláteis	-	5
Sólidos Dissolvidos Totais	-	110
Sólidos Dissolvidos Fixos	-	60
Turbidez	NTU	1,0

Fonte: autor.

Tabela 8 – Caracterização físico-química da água de abastecimento utilizada no preparo da água bruta sintética do Lote 7.

PARÂMETROS	UNIDADE (mg/L)	VALOR
Alcalinidade	CaCO ₃	40
Dureza	CaCO ₃	56
Temperatura	°C	25
Nitritos	N	N.D
Nitratos	N	2,6
pH	-	7,1
Sulfato	SO ₄ ⁻²	20
Cloretos	Cl ⁻	15
Sólidos em Suspensão	-	113
Sólidos em Suspensão Fixos	-	99
Sólidos em Suspensão Voláteis	-	14
Sólidos Dissolvidos Totais	-	110
Sólidos Dissolvidos Fixos	-	60
Turbidez	NTU	1,7

Fonte: autor.

Tabela 9 – Caracterização físico-química da água de abastecimento utilizada no preparo da água bruta sintética do Lote 8.

PARÂMETROS	UNIDADE (mg/L)	VALOR
Alcalinidade	CaCO ₃	34
Dureza	CaCO ₃	20
Temperatura	°C	22
Nitritos	N	N.D
Nitratos	N	2,3
pH	-	6,7
Sulfato	SO ₄ ⁻²	2
Cloretos	Cl ⁻	6
Sólidos em Suspensão	-	114
Sólidos em Suspensão Fixos	-	102
Sólidos em Suspensão Voláteis	-	12
Sólidos Dissolvidos Totais	-	130
Sólidos Dissolvidos Fixos	-	70
Turbidez	NTU	2,6

Fonte: autor.

Tabela 10 – Caracterização físico-química da água de abastecimento utilizada no preparo da água bruta sintética do Lote 9.

PARÂMETROS	UNIDADE (mg/L)	VALOR
Alcalinidade	CaCO ₃	15
Dureza	CaCO ₃	24
Temperatura	°C	24
Nitritos	N	N.D
Nitratos	N	3,6
pH	-	7,1
Sulfato	SO ₄ ⁻²	2
Cloretos	Cl ⁻	8
Sólidos em Suspensão	-	116
Sólidos em Suspensão Fixos	-	103
Sólidos em Suspensão Voláteis	-	13
Sólidos Dissolvidos Totais	-	60
Sólidos Dissolvidos Fixos	-	40
Turbidez	NTU	0,35

Fonte: autor.

Tabela 11 – Caracterização físico-química da água de abastecimento utilizada no preparo da água bruta sintética do Lote 10.

PARÂMETROS	UNIDADE (mg/L)	VALOR
Alcalinidade	CaCO ₃	17
Dureza	CaCO ₃	32
Temperatura	°C	25
Nitritos	N	N.D
Nitratos	N	3,8
pH	-	7,1
Sulfato	SO ₄ ⁻²	9
Cloretos	Cl ⁻	11
Sólidos em Suspensão	-	104
Sólidos em Suspensão Fixos	-	93
Sólidos em Suspensão Voláteis	-	11
Sólidos Dissolvidos Totais	-	70
Sólidos Dissolvidos Fixos	-	50
Turbidez	NTU	3,5

Fonte: autor.

Tabela 12 – Caracterização físico-química da água de abastecimento utilizada no preparo da água bruta sintética do Lote 11.

PARÂMETROS	UNIDADE (mg/L)	VALOR
Alcalinidade	CaCO ₃	20
Dureza	CaCO ₃	38
Temperatura	°C	25
Nitritos	N	N.D
Nitratos	N	2,3
pH	-	7,1
Sulfato	SO ₄ ⁻²	12
Cloretos	Cl ⁻	10
Sólidos em Suspensão	-	109
Sólidos em Suspensão Fixos	-	96
Sólidos em Suspensão Voláteis	-	13
Sólidos Dissolvidos Totais	-	82
Sólidos Dissolvidos Fixos	-	71
Turbidez	NTU	1,95

Fonte: autor.

Tabela 13 – Caracterização físico-química da água de abastecimento utilizada no preparo da água bruta sintética do Lote 12.

PARÂMETROS	UNIDADE (mg/L)	VALOR
Alcalinidade	CaCO ₃	23
Dureza	CaCO ₃	44
Temperatura	°C	25
Nitritos	N	N.D
Nitratos	N	N.D
pH	-	7,1
Sulfato	SO ₄ ⁻²	4
Cloretos	Cl ⁻	14
Sólidos em Suspensão	-	111
Sólidos em Suspensão Fixos	-	95
Sólidos em Suspensão Voláteis	-	16
Sólidos Dissolvidos Totais	-	83
Sólidos Dissolvidos Fixos	-	52
Turbidez	NTU	0,6

Fonte: autor.

Tabela 14 – Caracterização físico-química da água de abastecimento utilizada no preparo da água bruta sintética do Lote 13.

PARÂMETROS	UNIDADE (mg/L)	VALOR
Alcalinidade	CaCO ₃	21
Dureza	CaCO ₃	40
Temperatura	°C	21
Nitritos	N	N.D
Nitratos	N	N.D
pH	-	7,0
Sulfato	SO ₄ ⁻²	6
Cloretos	Cl ⁻	12
Sólidos em Suspensão	-	195
Sólidos em Suspensão Fixos	-	170
Sólidos em Suspensão Voláteis	-	25
Sólidos Dissolvidos Totais	-	71
Sólidos Dissolvidos Fixos	-	40
Turbidez	NTU	1,0

Fonte: autor.

Tabela 15 – Caracterização físico-química da água de abastecimento utilizada no preparo da água bruta sintética do Lote 14.

PARÂMETROS	UNIDADE (mg/L)	VALOR
Alcalinidade	CaCO ₃	19
Dureza	CaCO ₃	46
Temperatura	°C	20
Nitritos	N	N.D
Nitratos	N	2,6
pH	-	7,6
Sulfato	SO ₄ ⁻²	7
Cloretos	Cl ⁻	16
Sólidos em Suspensão	-	219
Sólidos em Suspensão Fixos	-	196
Sólidos em Suspensão Voláteis	-	23
Sólidos Dissolvidos Totais	-	91
Sólidos Dissolvidos Fixos	-	40
Turbidez	NTU	3,0

Fonte: autor.

Tabela 16 – Caracterização físico-química da água de abastecimento utilizada no preparo da água bruta sintética do Lote 15.

PARÂMETROS	UNIDADE (mg/L)	VALOR
Alcalinidade	CaCO ₃	24
Dureza	CaCO ₃	50
Temperatura	°C	20
Nitritos	N	N.D
Nitratos	N	2,0
pH	-	8,0
Sulfato	SO ₄ ⁻²	10
Cloretos	Cl ⁻	18
Sólidos em Suspensão	-	216
Sólidos em Suspensão Fixos	-	190
Sólidos em Suspensão Voláteis	-	26
Sólidos Dissolvidos Totais	-	103
Sólidos Dissolvidos Fixos	-	82
Turbidez	NTU	2,2

Fonte: autor.

Tabela 17 – Caracterização físico-química da água de abastecimento utilizada no preparo da água bruta sintética do Lote 16.

PARÂMETROS	UNIDADE (mg/L)	VALOR
Alcalinidade	CaCO ₃	21
Dureza	CaCO ₃	90
Temperatura	°C	20
Nitritos	N	N.D
Nitratos	N	2,4
pH	-	8,4
Sulfato	SO ₄ ⁻²	8
Cloretos	Cl ⁻	31
Sólidos em Suspensão	-	222
Sólidos em Suspensão Fixos	-	198
Sólidos em Suspensão Voláteis	-	24
Sólidos Dissolvidos Totais	-	100
Sólidos Dissolvidos Fixos	-	60
Turbidez	NTU	2,5

Fonte: autor.

Tabela 18 – Caracterização físico-química da água de abastecimento utilizada no preparo da água bruta sintética do Lote 17.

PARÂMETROS	UNIDADE (mg/L)	VALOR
Alcalinidade	CaCO ₃	17
Dureza	CaCO ₃	46
Temperatura	°C	20
Nitritos	N	N.D
Nitratos	N	2,4
pH	-	7,3
Sulfato	SO ₄ ⁻²	8
Cloretos	Cl ⁻	15
Sólidos em Suspensão	-	246
Sólidos em Suspensão Fixos	-	223
Sólidos em Suspensão Voláteis	-	23
Sólidos Dissolvidos Totais	-	110
Sólidos Dissolvidos Fixos	-	80
Turbidez	NTU	3,0

Fonte: autor.

Tabela 19 – Caracterização físico-química da água de abastecimento utilizada no preparo da água bruta sintética do Lote 18.

PARÂMETROS	UNIDADE (mg/L)	VALOR
Alcalinidade	CaCO ₃	20
Dureza	CaCO ₃	58
Temperatura	°C	20
Nitritos	N	N.D
Nitratos	N	2,1
pH	-	8,5
Sulfato	SO ₄ ⁻²	26
Cloretos	Cl ⁻	23
Sólidos em Suspensão	-	212
Sólidos em Suspensão Fixos	-	190
Sólidos em Suspensão Voláteis	-	22
Sólidos Dissolvidos Totais	-	110
Sólidos Dissolvidos Fixos	-	80
Turbidez	NTU	1,1

Fonte: autor.

APÊNDICE B – CARACTERÍSTICAS DA CAOLINITA

Tabela 20 - Principais características granulométricas das partículas de caolinita utilizadas no preparo da água bruta sintética.

Lote	d (v,10%) (μm)	d (v,50%) (μm)	d (v,90%) (μm)	Área superficial específica (m^2/g)
1	4,01	15,50	42,89	0,3351
2	3,89	15,28	42,97	0,3403
3	4,00	15,41	42,68	0,3382
4	3,96	15,28	42,32	0,3422
5	4,02	15,54	43,42	0,3339
6	3,89	15,28	42,46	0,3450
7	3,91	15,35	42,91	0,3481
8	3,99	15,63	43,41	0,3386
9	3,96	15,50	43,00	0,3424
10	3,95	15,44	42,67	0,3432
11	3,94	15,48	42,87	0,3414
12	3,78	15,32	43,40	0,3553
13	3,96	15,52	43,30	0,3434
14	3,99	15,42	42,52	0,3379
15	3,98	15,45	42,31	0,3413
16	3,94	15,35	42,20	0,3450
17	3,93	16,05	46,59	0,3471
18	3,83	15,32	42,72	0,3517

Fonte: autor.

APÊNDICE C – AJUSTE DA ROTAÇÃO DO EQUIPAMENTO DE “JAR TEST”

Figura 105 – Dimensões do reator de floculação e haste de agitação.

Cálculo da rotação do sistema de agitação:

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu \cdot V}}$$

Equação (57)

Na qual,

G = gradiente médio de velocidade (T^{-1}),

P = potência introduzida no escoamento (ML^2T^{-3}),

μ = viscosidade dinâmica da água ($ML^{-1}T^{-1}$),

V = volume do reator (L^3).

$$P = F \cdot v_p = \frac{C_d \cdot A_p \cdot \rho \cdot v_r^2 \cdot v_p}{2} \quad \text{Equação (58)}$$

Na qual,

F = força de arraste (MLT^{-2}),

C_d = coeficiente de arraste,

A_p = área das palhetas (L^2),

ρ = massa específica da água (ML^{-3}),

v_p = velocidade da palheta (LT^{-1}),

v_r = velocidade relativa entre a palheta e o fluido (LT^{-1}).

Calculada a potência introduzida na massa líquida através da integração da Equação 58 ao longo de toda largura da palheta, obteve-se a seguinte expressão que relaciona o gradiente de velocidade, rotação do sistema de agitação, massa específica e viscosidade dinâmica da água:

$$G = \sqrt{\frac{2,808 \cdot 10^{-8} \cdot \rho \cdot W^3}{\mu}} \quad \text{Equação (59)}$$

Na qual,

W = rotação do sistema de agitação em rpm (T^{-1}),

μ = viscosidade dinâmica da água em $\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$ ($\text{ML}^{-1} \text{T}^{-1}$),

ρ = massa específica da água em kg/m^3 (ML^{-3}).

A massa específica e a viscosidade dinâmica da água foram calculados em função da temperatura da água de acordo com as seguintes expressões (PERRY et al., 1994):

$$\rho = 999,85 + 6,1474 \times 10^{-2} xT - 8,3633 \times 10^{-3} xT^2 + 6,6805 \times 10^{-5} xT^3 - 4,3869 \times 10^{-7} xT^4 + 1,3095 \times 10^{-9} xT^5 \quad \text{Equação (60)}$$

$$\log(\mu) = \left(\frac{1.301}{998,333 + 8,1855x(T - 20) + 5,85 \times 10^{-3} x(T - 20)^2} - 1,30233 \right) \times 10^{-3} \quad \text{Equação (61)}$$

Na qual,

ρ =massa específica da água em Kg/m^3 (ML^{-3}),

μ =viscosidade dinâmica da água em $\text{Kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$ ($\text{ML}^{-1} \text{T}^{-1}$),

T=temperatura da água em graus Celsius.

Tabela 21 - Gradiente médio de velocidade em sistemas de coagulação-floculação.

Gradiente de Velocidade (s^{-1})	Rotação (rpm)
20	24
25	28
30	32
35	35
40	39
45	42
50	45
55	48
60	51
65	53
70	56
75	59
80	61
85	64
90	66
95	69
100	71
200	113
300	148
400	179
500	208
600	234
700	260
800	284
900	307
1000	330

Fonte: autor.

APÊNDICE D – ENSAIOS DE COAGULAÇÃO - FLOCULAÇÃO

Tabela 22 - Resumo dos ensaios de coagulação-floculação executados em regime estático.

Ensaio	Lote	Turbidez da Água Bruta (UNT)	Dosagem de Coagulante(mg/L) $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18 \text{H}_2\text{O}$	Gradiente de Velocidade (s^{-1})
1	01	15	10	20
2	01	15	10	30
3	01	15	10	40
4	01	15	10	60
5	01	15	10	80
6	01	15	10	100
7	02	15	20	20
8	02	15	20	30
9	02	15	20	40
10	02	15	20	60
11	02	15	20	80
12	02	15	20	100
13	03	15	30	20
14	03	15	30	30
15	03	15	30	40
16	03	15	30	60
17	03	15	30	80
18	03	15	30	100
19	04	15	40	20
20	04	15	40	30
21	04	15	40	40
22	04	15	40	60
23	04	15	40	80
24	04	15	40	100
25	05	15	60	20
26	05	15	60	30
27	05	15	60	40
28	05	15	60	60
29	05	15	60	80
30	05	15	60	100
31	06	15	80	20

Ensaio	Lote	Turbidez da Água Bruta (UNT)	Dosagem de Coagulante(mg/L) $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18 \text{H}_2\text{O}$	Gradiente de Velocidade (s^{-1})
32	06	15	80	30
33	06	15	80	40
34	06	15	80	60
35	06	15	80	80
36	06	15	80	100
37	07	50	20	20
38	07	50	20	30
39	07	50	20	40
40	07	50	20	60
41	07	50	20	80
42	07	50	20	100
43	08	50	30	20
44	08	50	30	30
45	08	50	30	40
46	08	50	30	60
47	08	50	30	80
48	08	50	30	100
49	09	50	40	20
50	09	50	40	30
51	09	50	40	40
52	09	50	40	60
53	09	50	40	80
54	09	50	40	100
55	10	50	60	20
56	10	50	60	30
57	10	50	60	40
58	10	50	60	60
59	10	50	60	80
60	10	50	60	100
61	11	50	80	20
62	11	50	80	30
63	11	50	80	40
64	11	50	80	60
65	11	50	80	80

Ensaio	Lote	Turbidez da Água Bruta (UNT)	Dosagem de Coagulante(mg/L) $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18 \text{H}_2\text{O}$	Gradiente de Velocidade (s^{-1})
66	11	50	80	100
67	12	50	100	20
68	12	50	100	30
69	12	50	100	40
70	12	50	100	60
71	12	50	100	80
72	12	50	100	100
73	13	100	20	20
74	13	100	20	30
75	13	100	20	40
76	13	100	20	60
77	13	100	20	80
78	13	100	20	100
79	14	100	30	20
80	14	100	30	30
81	14	100	30	40
82	14	100	30	60
83	14	100	30	80
84	14	100	30	100
85	15	100	40	20
86	15	100	40	30
87	15	100	40	40
88	15	100	40	60
89	15	100	40	80
90	15	100	40	100
91	16	100	60	20
92	16	100	60	30
93	16	100	60	40
94	16	100	60	60
95	16	100	60	80
96	16	100	60	100
97	17	100	80	20
98	17	100	80	30
99	17	100	80	40
100	17	100	80	60

Ensaio	Lote	Turbidez da Água Bruta (UNT)	Dosagem de Coagulante(mg/L) $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18 \text{H}_2\text{O}$	Gradiente de Velocidade (s^{-1})
66	11	50	80	100
101	17	100	80	80
102	17	100	80	100
103	18	100	100	20
104	18	100	100	30
105	18	100	100	40
106	18	100	100	60
107	18	100	100	80
108	18	100	100	100

Fonte: autor.

APÊNDICE E – SEQUÊNCIA DE ATIVIDADES DOS ENSAIOS DE “JAR TEST”

Tabela 23 - Sequência de atividades desenvolvidas na execução de ensaios de “jar test” com gradiente médio de velocidade igual a 20 s^{-1} .

Tempo (min)	Atividade
2'30"	Interromper floculação no jarro 1
5'00"	Interromper floculação no jarro 2
5'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 1
7'30"	Interromper floculação no jarro 3
7'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 1
8'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 2
10'00"	Interromper floculação no jarro 4
10'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 2
10'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 3
12'30"	Interromper floculação no jarro 5
12'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 3
13'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 4
15'00"	Interromper floculação no jarro 6
15'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 4
15'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 5
17'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 5
18'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 6
20'00"	Interromper floculação no jarro 7
20'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 6
23'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 7
25'00"	Interromper floculação no jarro 8
25'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 7
28'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 8
30'00"	Interromper floculação no jarro 9
30'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 8
33'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 9
33'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 1
35'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 9
36'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 2
38'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 3
40'00"	Interromper floculação no jarro 10
41'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 4
43'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 10
43'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 5
45'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 10
46'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 6
50'00"	Interromper floculação no jarro 11
51'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 7
53'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 11
55'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 11
56'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 8

Tempo (min)	Atividade
60'00"	Interromper floculação no jarro 12
61'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 9
63'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 12
65'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 12
71'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 10
81'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 11
91'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 12

Fonte: autor.

Tabela 24 - Sequência de atividades desenvolvidas quando da execução de ensaios de “jar test” com gradiente médio de velocidade igual a 30 s^{-1} .

Tempo (min)	Atividade
2'30"	Interromper floculação no jarro 1
5'00"	Interromper floculação no jarro 2
6'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 1
7'30"	Interromper floculação no jarro 3
8'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 1
8'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 2
10'00"	Interromper floculação no jarro 4
10'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 2
11'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 3
12'30"	Interromper floculação no jarro 5
13'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 3
13'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 4
15'00"	Interromper floculação no jarro 6
15'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 4
16'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 5
18'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 5
18'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 6
20'00"	Interromper floculação no jarro 7
20'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 6
23'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 7
25'00"	Interromper floculação no jarro 8
25'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 7
28'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 8
30'00"	Interromper floculação no jarro 9
30'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 8
33'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 9
34'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 1
35'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 9
36'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 2
39'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 3
40'00"	Interromper floculação no jarro 10
41'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 4
43'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 10
44'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 5

Tempo (min)	Atividade
45'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 10
46'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 6
50'00"	Interromper floculação no jarro 11
51'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 7
53'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 11
55'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 11
56'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 8
60'00"	Interromper floculação no jarro 12
61'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 9
63'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 12
65'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 12
71'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 10
81'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 11
91'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 12

Fonte: autor.

Tabela 25 - Sequência de atividades desenvolvidas quando da execução de ensaios de “jar test” com gradiente médio de velocidade igual a 40 s^{-1} .

Tempo (min)	Atividade
2'30"	Interromper floculação no jarro 1
5'00"	Interromper floculação no jarro 2
6'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 1
7'30"	Interromper floculação no jarro 3
8'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 1
9'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 2
10'00"	Interromper floculação no jarro 4
11'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 2
11'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 3
12'30"	Interromper floculação no jarro 5
13'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 3
14'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 4
15'00"	Interromper floculação no jarro 6
16'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 4
16'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 5
18'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 5
19'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 6
20'00"	Interromper floculação no jarro 7
21'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 6
24'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 7
25'00"	Interromper floculação no jarro 8
26'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 7
29'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 8
30'00"	Interromper floculação no jarro 9
31'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 8
34'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 9
34'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 1
36'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 9
37'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 2
39'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 3
40'00"	Interromper floculação no jarro 10

Tempo (min)	Atividade
42'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 4
44'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 10
44'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 5
46'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 10
47'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 6
50'00"	Interromper floculação no jarro 11
52'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 7
54'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 11
56'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 11
57'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 8
60'00"	Interromper floculação no jarro 12
62'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 9
64'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 12
66'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 12
72'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 10
82'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 11
92'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 12

Fonte: autor.

Tabela 26 - Sequência de atividades desenvolvidas quando da execução de ensaios de “jar test” com gradiente médio de velocidade igual a 60 s^{-1} .

Tempo (min)	Atividade
2'30"	Interromper floculação no jarro 1
5'00"	Interromper floculação no jarro 2
7'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 1
7'30"	Interromper floculação no jarro 3
9'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 1
9'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 2
10'00"	Interromper floculação no jarro 4
11'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 2
12'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 3
12'30"	Interromper floculação no jarro 5
14'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 3
14'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 4
15'00"	Interromper floculação no jarro 6
16'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 4
17'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 5
19'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 5
19'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 6
20'00"	Interromper floculação no jarro 7
21'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 6
24'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 7
25'00"	Interromper floculação no jarro 8
26'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 7
29'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 8
30'00"	Interromper floculação no jarro 9
31'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 8
34'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 9
35'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 1

Tempo (min)	Atividade
36'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 9
37'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 2
40'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 3
40'00"	Interromper floculação no jarro 10
42'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 4
44'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 10
45'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 5
46'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 10
47'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 6
50'00"	Interromper floculação no jarro 11
52'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 7
54'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 11
56'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 11
57'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 8
60'00"	Interromper floculação no jarro 12
62'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 9
64'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 12
66'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 12
72'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 10
82'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 11
92'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 12

Fonte: autor.

Tabela 27 - Sequência de atividades desenvolvidas quando da execução de ensaios de “jar test” com gradiente médio de velocidade igual a 80 s^{-1} .

Tempo (min)	Atividade
2'30"	Interromper floculação no jarro 1
5'00"	Interromper floculação no jarro 2
7'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 1
7'30"	Interromper floculação no jarro 3
9'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 1
9'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 2
10'00"	Interromper floculação no jarro 4
11'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 2
12'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 3
12'30"	Interromper floculação no jarro 5
14'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 3
14'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 4
15'00"	Interromper floculação no jarro 6
16'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 4
17'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 5
19'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 5
19'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 6
20'00"	Interromper floculação no jarro 7
21'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 6
24'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 7
25'00"	Interromper floculação no jarro 8

Tempo (min)	Atividade
26'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 7
29'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 8
30'00"	Interromper floculação no jarro 9
31'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 8
34'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 9
35'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 1
36'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 9
37'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 2
40'00"	Interromper floculação no jarro 10
40'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 3
42'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 4
44'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 10
45'15"	Efetuar coleta de amostra no jarro 5
46'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 10
47'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 6
50'00"	Interromper floculação no jarro 11
52'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 7
54'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 11
56'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 11
57'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 8
60'00"	Interromper floculação no jarro 12
62'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 9
64'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 12
66'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 12
72'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 10
82'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 11
92'45"	Efetuar coleta de amostra no jarro 12

Fonte: autor.

Tabela 28 - Sequência de atividades desenvolvidas quando da execução de ensaios de "jar test" com gradiente médio de velocidade igual a 100 s^{-1} .

Tempo (min)	Atividade
2'30"	Interromper floculação no jarro 1
5'00"	Interromper floculação no jarro 2
7'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 1
7'30"	Interromper floculação no jarro 3
9'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 1
10'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 2
10'00"	Interromper floculação no jarro 4
12'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 2
12'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 3
12'30"	Interromper floculação no jarro 5
14'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 3
15'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 4
15'00"	Interromper floculação no jarro 6
17'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 4
17'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 5

Tempo (min)	Atividade
19'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 5
20'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 6
20'00"	Interromper floculação no jarro 7
22'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 6
25'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 7
25'00"	Interromper floculação no jarro 8
27'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 7
30'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 8
30'00"	Interromper floculação no jarro 9
32'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 8
35'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 9
35'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 1
37'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 9
38'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 2
40'00"	Interromper floculação no jarro 10
40'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 3
43'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 4
45'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 10
45'30"	Efetuar coleta de amostra no jarro 5
47'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 10
48'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 6
50'00"	Interromper floculação no jarro 11
53'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 7
55'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 11
57'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 11
58'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 8
60'00"	Interromper floculação no jarro 12
63'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 9
65'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 12
67'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 12
73'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 10
83'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 11
93'00"	Efetuar coleta de amostra no jarro 12

Fonte: autor.

APÊNDICE F – RESULTADO DAS CONSTANTES DE AGREGAÇÃO E RUPTURA

Tabela 29 – Constantes de agregação e ruptura calculados para água de baixa turbidez.

Dosagem de coagulante (mg/l)	G (s ⁻¹)	Velocidade de Sedimentação 3,5 cm/min		Velocidade de Sedimentação 1,75 cm/min		Velocidade de Sedimentação infinita	
		K _A	K _B (s)	K _A	K _B (s)	K _A	K _B (s)
10	20	3,90E-05	0,00E+00	4,52E-05	0,00E+00	8,02E-05	0,00E+00
10	30	3,90E-05	0,00E+00	3,94E-05	0,00E+00	7,16E-05	8,36E-08
10	40	4,28E-05	9,09E-08	5,04E-05	1,07E-07	8,00E-05	9,12E-08
10	60	3,01E-05	6,84E-08	3,37E-05	5,80E-08	6,20E-05	6,84E-08
10	80	2,90E-05	5,96E-08	3,26E-05	3,81E-08	5,70E-05	2,90E-08
10	100	2,37E-05	5,17E-08	3,95E-05	6,00E-08	5,20E-05	2,70E-08
20	20	7,61E-05	9,97E-07	9,79E-05	5,28E-07	1,62E-04	3,63E-07
20	30	7,70E-05	9,75E-07	9,30E-05	5,30E-07	1,50E-04	3,30E-07
20	40	7,70E-05	9,75E-07	8,40E-05	5,60E-07	1,50E-04	3,30E-07
20	60	7,70E-05	9,75E-07	7,90E-05	6,00E-07	8,42E-05	1,77E-07
20	80	7,70E-05	7,56E-07	9,10E-05	6,40E-07	1,20E-04	2,50E-07
20	100	6,50E-05	5,37E-07	9,10E-05	6,00E-07	8,16E-05	1,41E-07
30	20	9,39E-05	9,27E-07	1,40E-04	6,13E-07	2,14E-04	3,91E-07
30	30	9,99E-05	9,12E-07	1,20E-04	4,20E-07	2,05E-04	3,47E-07
30	40	9,69E-05	9,75E-07	1,40E-04	5,70E-07	2,10E-04	3,50E-07
30	60	8,61E-05	7,17E-07	9,80E-05	3,80E-07	1,56E-04	1,76E-07
30	80	1,18E-04	8,95E-07	1,13E-04	5,17E-07	1,56E-04	1,76E-07
30	100	1,50E-04	1,03E-06	1,60E-04	7,28E-07	1,70E-04	1,92E-07
40	20	1,82E-04	2,99E-06	2,26E-04	1,07E-06	4,32E-04	1,04E-06
40	30	2,30E-04	3,40E-06	2,60E-04	1,89E-06	4,08E-04	7,38E-07
40	40	1,58E-04	2,18E-06	1,86E-04	1,83E-06	2,53E-04	2,75E-07
40	60	2,70E-04	2,80E-06	3,40E-04	2,30E-06	3,70E-04	6,23E-07
40	80	3,00E-04	2,52E-06	3,70E-04	2,11E-06	3,70E-04	5,75E-07
40	100	2,60E-04	1,82E-06	4,20E-04	2,11E-06	4,50E-04	5,59E-07
60	20	2,20E-04	7,14E-06	4,20E-04	6,66E-06	9,08E-04	1,64E-06
60	30	1,94E-04	3,95E-06	2,23E-04	2,29E-06	5,38E-04	9,70E-07
60	40	2,30E-04	3,83E-06	2,13E-04	2,76E-06	2,36E-03	4,48E-06
60	60	2,23E-04	4,36E-06	2,59E-04	3,52E-06	5,00E-03	1,58E-05
60	80	2,70E-04	2,91E-06	3,80E-04	2,80E-06	9,00E-04	1,47E-06
60	100	2,49E-04	2,31E-06	4,30E-04	2,99E-06	2,52E-03	4,44E-06
80	20	1,99E-04	8,62E-06	3,62E-04	9,32E-06	6,31E-04	3,51E-06
80	30	1,61E-04	4,74E-06	2,46E-04	4,40E-06	4,25E-04	1,42E-06
80	40	2,40E-04	4,90E-06	2,98E-04	3,71E-06	5,87E-04	1,42E-06
80	60	2,60E-04	3,60E-06	3,05E-04	2,86E-06	7,45E-04	1,40E-06
80	80	2,50E-04	2,53E-06	4,20E-04	2,82E-06	6,10E-04	8,00E-07
80	100	2,50E-04	2,11E-06	4,20E-04	2,50E-06	6,10E-04	8,39E-07

Fonte: autor.

Tabela 30 – Constantes de agregação e ruptura calculados para água de média turbidez.

Dosagem de coagulante (mg/l)	G (s ⁻¹)	Velocidade de Sedimentação 3,5 cm/min		Velocidade de sedimentação 1,75 cm/min		Velocidade de sedimentação infinita	
		K _A	K _B (s)	K _A	K _B (s)	K _A	K _B (s)
20	20	5,89E-05	0,00E+00	7,05E-05	0,00E+00	1,49E-04	1,81E-07
20	30	5,50E-05	0,00E+00	6,80E-05	0,00E+00	1,23E-04	3,66E-08
20	40	5,32E-05	1,13E-08	6,26E-05	0,00E+00	1,13E-04	3,29E-08
20	60	6,70E-05	7,53E-08	9,30E-05	5,20E-08	1,20E-04	2,80E-08
20	80	6,02E-05	1,04E-07	9,30E-05	7,80E-08	1,20E-04	3,80E-08
20	100	6,11E-05	1,34E-07	9,30E-05	8,50E-08	1,20E-04	3,40E-08
30	20	1,00E-04	2,00E-07	1,00E-04	2,00E-07	1,16E-04	0,00E+00
30	30	6,37E-05	0,00E+00	7,42E-05	0,00E+00	1,23E-04	0,00E+00
30	40	5,50E-05	1,18E-07	6,50E-05	1,20E-07	7,11E-05	0,00E+00
30	60	7,14E-05	1,38E-07	9,82E-05	1,73E-07	7,20E-05	7,14E-09
30	80	7,14E-05	1,87E-07	7,14E-05	1,29E-07	4,07E-05	1,95E-09
30	100	7,14E-05	1,65E-07	9,80E-05	1,33E-07	5,00E-05	8,30E-09
40	20	1,67E-04	6,18E-07	2,23E-04	8,17E-07	2,38E-04	4,21E-08
40	30	1,80E-04	8,00E-08	1,70E-04	4,00E-08	2,20E-04	5,47E-08
40	40	8,95E-05	8,04E-09	1,43E-04	1,13E-07	1,82E-04	3,60E-08
40	60	1,00E-04	1,13E-07	1,20E-04	7,88E-08	1,70E-04	4,00E-08
40	80	9,82E-05	1,43E-07	1,10E-04	1,00E-07	1,23E-04	2,45E-08
40	100	8,00E-05	1,20E-07	1,07E-04	1,00E-07	7,33E-05	7,20E-09
60	20	1,79E-04	9,06E-07	2,32E-04	7,85E-07	2,63E-04	2,90E-07
60	30	2,10E-04	8,23E-07	1,87E-04	3,56E-07	3,47E-04	2,21E-07
60	40	1,11E-04	5,79E-07	1,70E-04	4,52E-07	2,63E-04	1,59E-07
60	60	8,80E-05	4,05E-07	9,37E-05	1,74E-07	1,98E-04	1,09E-07
60	80	1,16E-04	5,60E-07	1,25E-04	3,01E-07	1,98E-04	1,09E-07
60	100	1,31E-04	6,15E-07	1,23E-04	3,30E-07	1,98E-04	1,09E-07
80	20	1,80E-04	1,19E-06	2,41E-04	6,00E-07	3,88E-04	4,25E-07
80	30	1,70E-04	1,12E-06	2,20E-04	5,02E-07	3,50E-04	2,01E-07
80	40	1,15E-04	6,66E-07	2,30E-04	5,73E-07	2,53E-04	1,48E-07
80	60	8,75E-05	3,98E-07	8,33E-05	1,46E-07	1,15E-04	3,58E-08
80	80	9,82E-05	4,17E-07	9,82E-05	2,24E-07	1,15E-04	3,58E-08
80	100	1,10E-04	4,17E-07	1,20E-04	2,38E-07	1,15E-04	3,58E-08
100	20	1,75E-04	2,83E-06	2,59E-04	1,81E-06	4,54E-04	6,74E-07
100	30	1,65E-04	2,43E-06	1,78E-04	1,00E-06	4,76E-04	5,49E-07
100	40	1,51E-04	1,91E-06	1,70E-04	1,00E-06	4,25E-04	3,75E-07
100	60	1,18E-04	1,32E-06	1,08E-04	7,13E-07	1,99E-04	1,90E-07
100	80	9,76E-05	8,52E-07	1,12E-04	6,49E-07	1,99E-04	1,90E-07
100	100	9,07E-05	6,82E-07	1,01E-04	4,94E-07	1,99E-04	1,90E-07

Fonte: autor.

Tabela 31 – Constantes de agregação e ruptura calculados para água de alta turbidez.

Dosagem de coagulante (mg/L)	G (s ⁻¹)	Velocidade de Sedimentação 3,5 cm/min		Velocidade de sedimentação 1,75 cm/min		Velocidade de sedimentação infinita	
		K _A	K _B (s)	K _A	K _B (s)	K _A	K _B (s)
20	20	1,02E-04	1,49E-08	1,39E-04	4,16E-08	3,06E-04	4,49E-07
20	30	8,46E-05	6,49E-08	1,07E-04	1,79E-08	2,33E-04	1,55E-07
20	40	8,46E-05	1,80E-07	1,06E-04	6,13E-08	2,27E-04	9,72E-08
20	60	8,65E-05	2,99E-07	8,65E-05	1,02E-07	2,27E-04	9,72E-08
20	80	7,39E-05	2,96E-07	8,00E-05	1,48E-07	1,38E-04	4,50E-08
20	100	7,39E-05	2,96E-07	8,15E-05	1,88E-07	1,38E-04	4,50E-08
30	20	1,57E-04	3,20E-07	1,94E-04	3,20E-07	3,93E-04	3,00E-07
30	30	1,30E-04	8,84E-08	1,92E-04	2,50E-07	3,74E-04	2,21E-07
30	40	1,35E-04	1,82E-07	1,74E-04	9,01E-08	3,06E-04	1,06E-07
30	60	1,57E-04	3,50E-07	1,83E-04	1,54E-07	3,06E-04	1,06E-07
30	80	1,68E-04	4,22E-07	1,76E-04	1,89E-07	2,30E-04	5,32E-08
30	100	1,50E-04	3,90E-07	1,80E-04	2,10E-07	2,30E-04	5,32E-08
40	20	2,10E-04	3,00E-07	2,60E-04	3,10E-07	4,56E-04	3,14E-07
40	30	2,20E-04	3,30E-07	2,80E-04	2,40E-07	4,56E-04	3,50E-07
40	40	1,58E-04	3,04E-07	2,80E-04	2,40E-07	3,72E-04	8,72E-08
40	60	1,58E-04	3,04E-07	2,80E-04	2,40E-07	3,72E-04	8,72E-08
40	80	2,00E-04	5,32E-07	2,20E-04	2,24E-07	3,72E-04	8,72E-08
40	100	1,70E-04	3,80E-07	1,90E-04	2,40E-07	3,30E-04	8,72E-08
60	20	1,70E-04	3,00E-07	2,20E-04	6,92E-07	2,50E-04	8,00E-08
60	30	1,60E-04	6,95E-07	1,90E-04	2,80E-07	2,00E-04	8,00E-08
60	40	1,20E-04	3,83E-07	1,80E-04	3,30E-07	2,00E-04	8,00E-08
60	60	1,20E-04	3,10E-07	1,80E-04	2,80E-07	2,00E-04	8,00E-08
60	80	1,70E-04	4,90E-07	2,00E-04	3,10E-07	1,80E-04	8,00E-08
60	100	1,55E-04	4,52E-07	1,90E-04	2,90E-07	1,50E-04	6,00E-08
80	20	1,13E-04	3,41E-07	1,87E-04	8,51E-07	3,48E-04	2,00E-07
80	30	1,13E-04	7,44E-07	1,25E-04	2,61E-07	2,78E-04	1,24E-07
80	40	1,13E-04	8,82E-07	1,17E-04	3,80E-07	2,31E-04	1,15E-07
80	60	9,96E-05	5,95E-07	1,07E-04	3,23E-07	2,31E-04	1,15E-07
80	80	1,20E-04	5,95E-07	1,09E-04	3,34E-07	2,31E-04	1,15E-07
80	100	1,20E-04	5,12E-07	1,09E-04	2,87E-07	2,31E-04	1,15E-07

Fonte: autor.