

Mistura - Grades e Reatores Tubulares; Floculação - O uso de Polieletrólitos*

Professor IVANILDO HESPANHOL (**)

RESUMO

Este trabalho procura relacionar as características ideais de um sistema de mistura para dispersão homogênea de coagulantes na água, evitando ao máximo os efeitos negativos da segregação.

Sugere e dá elementos básicos para projetos de grades dispersoras, injetores e reatores tubulares para substituir os sistemas convencionais de mistura rápida.

Apresenta, também, as equações fundamentais de cinética para prever a eficiência de floculação com alumínio e polieletrólito em função dos tipos de reator utilizados, tempos de detenção, gradientes de velocidade e número de compartimentos em série, e faz considerações sobre a ordem de adição de alumínio e polieletrólitos quando esses coagulantes são utilizados em conjunto, para a remoção de partículas coloidais em suspensão.

1. INTRODUÇÃO

As substâncias que normalmente causam turbidez às águas naturais são de origens e características diversas. Dependendo de seu passado histórico e da natureza das cargas poluidoras que recebeu, uma corrente natural pode conter compostos orgânicos e inorgânicos dissolvidos, formas biológicas tais como bactérias, vírus e plânctons e ainda material inorgânico em suspensão.

A cor é causada por substâncias distintas, geralmente em solução ou em partículas muito menores do que as que causam turbidez. São hidróxidos metálicos em forma coloidal ou compostos orgânicos de origem húmica ou não. Essa mistura de substâncias e organismos extremamente heterogênea torna-se cada vez mais complexa devido à quantidade sempre crescente de novos constituintes, tais como compostos sintéticos, metais pesados, detergentes, etc., que, direta ou indiretamente, contaminam os mananciais de abastecimento. Cada vez mais, portanto, o engenheiro projetista tem que aperfeiçoar as técnicas de que dispõe para fazer frente às diferentes formas de poluição e aos volumes cada vez maiores que o desenvolvimento da civilização exige.

No que se refere à remoção de pequenas partículas (dissolvidas ou co-

loidais), através do processo unitário de coagulação, alguns avanços significativos, do ponto de vista teórico e prático, têm aparecido nas últimas décadas.

Evidentemente, não cabe neste trabalho um relato histórico da evolução do processo. Bastaria apenas mencionar que antes de 1920 não existia nenhuma teoria que pudesse explicar o fenômeno. Em 1949, Langelier e Ludwig⁽¹⁾ mostraram que a capacidade de troca de cátions (CEC) de uma suspensão coloidal é que estabelece a dose necessária de coagulante para atingir determinado nível de turbidez residual. Camp e Stein^(2,3) tornaram aplicável o gradiente de velocidade laminar du/dz introduzido por Von Smoluchwshy⁽⁴⁾ em 1917 na sua teoria de floculação ortocinética.

Na última década, além da generalização do emprego de polieletrólitos e de uma melhor compreensão, por parte dos engenheiros sanitaristas, dos reatores de operação contínua e dos conceitos de distribuição de tempos de detenção, "backmixing", etc., as contribuições mais importantes foram dadas por Argaman e Kaufman^(5,6), que introduziram os coeficientes de agregação (K_A) e de ruptura (K_B) através de medição efetiva do espectro de energia turbulenta, utilizando um anemômetro de fio quente; por Stenquist⁽⁷⁾, que demonstrou

(*) Palestra proferida no Simpósio sobre "Estratégia Atual do Tratamento de Água no Brasil", no 9.º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária, Belo Horizonte, julho de 1977.

(**) M.Sc.; Ph. D.; superintendente de Pesquisa da Cetesb; professor da Escola Politécnica e da Escola de Engenharia de São Carlos, ambas da USP.

a absoluta ineficiência dos chamados "flash mixers" quando comparados com as grades de distribuição, e, finalmente, por Hespanhol e Seilleck (-), demonstrando as vantagens de um reator tubular na fase de mistura inicial e os efeitos de ordem de adição alúmen-polieletrólito na eficiência de remoção de partículas coloidais primárias.

Os objetivos deste trabalho são basicamente mostrar esses novos sistemas aplicados principalmente à fase de mistura rápida e à floculação com polieletrólitos. Embora todos os estudos mencionados tenham sido efetuados em plantas-piloto em condições de pesquisa bastante controladas, as conclusões poderão ser utilizadas por engenheiros projetistas, desde que convenientemente adaptadas a cada caso específico.

2. MISTURA

Mistura ou "mistura rápida" é a operação unitária cuja finalidade única é a de obter o maior grau possível de homogeneização de dois ou mais compostos, de maneira que as taxas de reação procedam uniformemente em todo o volume considerado.

O conceito é genérico, podendo ser aplicado a líquidos com característi-

cas diversas, partículas com diferentes granulometrias ou gases. Em engenharia sanitária, o termo refere-se geralmente ao transporte e à homogeneização de compostos químicos ou gases na água e é aplicado à desinfecção, estabilização, recarbonetação, aeração e coagulação.

Para cada caso específico a mistura deve ser considerada em função das importantes variáveis que delimitam a reação que vai ser efetuada (adsorção, hidrólise e polimerização, dissociação, etc.).

No caso da mistura de coagulantes à água bruta, os seguintes aspectos devem ser considerados:

a) concentração de partículas presentes a serem floculadas: as águas naturais podem conter até 106 partículas por centímetro cúbico (¹⁶).

b) O tipo e a velocidade de reação de hidrólise e polimerização de Al (III) e Fe (III) e as características de adsorção dos polieletrólitos: os coagulantes de alumínio e ferro hidrolisam e iniciam a polimerização em 10⁻² segundos e são adsorvidos nos colóides em aproximadamente 10⁻¹ segundos (¹⁶).

Em se tratando de polieletrólitos, o fator importante passa a ser o tempo de adsorção nas partículas coloidais. Neste caso, dois parâmetros impor-

tantes devem ser considerados: o peso molecular e o grau de hidrólise do polímero utilizado.

Quando o peso molecular é elevado a adsorção é mais lenta, porque a difusão de moléculas grandes é menor. A adsorção de polieletrólitos sintéticos catiônicos (que possuem peso molecular moderado) completa-se em uns 30 segundos. Essa condição indica que com polieletrólitos o tempo de mistura deve ser maior do que o utilizado pelos coagulantes convencionais.

O grau de hidrólise de um polieletrólito define as características de alongamento da cadeia do polímero em solução. Para uma poliácridamida, por exemplo, um grau de hidrólise de 30% provoca um "estiramento" da cadeia, propiciando melhores condições para adsorção das partículas coloidais.

c) Tipo de reator utilizado e modo de introdução da energia de mistura:

- Para boa homogeneização, o reator deve ser capaz de dissipar uma quantidade elevada de energia em um período bastante reduzido.

- A maneira de introduzir a energia de mistura no reator é de extrema importância, pois é necessária a formação de uma escala de turbulência (vértices ou turbilhões) da ordem de grandeza dos flocos formados. Essa condição favorece transporte rápido de coagulante e uniformidade de dispersão.

Escala de turbulência muito largas transportam grandes massas de água com a mesma velocidade (ou seja, sem gradientes de velocidades locais) de uma região para outra do reator, sem proporcionar mistura íntima.

- Não se deve permitir "back-mixing" como acontece com os "flash mixers" ou reatores de mistura completa comumente utilizados.

O termo "back-mixing" ou "escoamento axial" define a mistura entre elementos de fluido que permanecem no reator por períodos diferentes.

No caso de floculação com alúmen, por exemplo, este, entrando no reator, reagiria com os produtos de hidrólise ou flocos pré-formados, em vez de reagir com as partículas em suspensão, aumentando, em consequência, o consumo de coagulante e reduzindo a eficiência do processo. Convém salientar que um reator tubular do tipo "plug flow" elimina praticamente qualquer possibilidade de "back-mixing".

Não há dúvida de que a mistura é uma operação unitária de grande im-

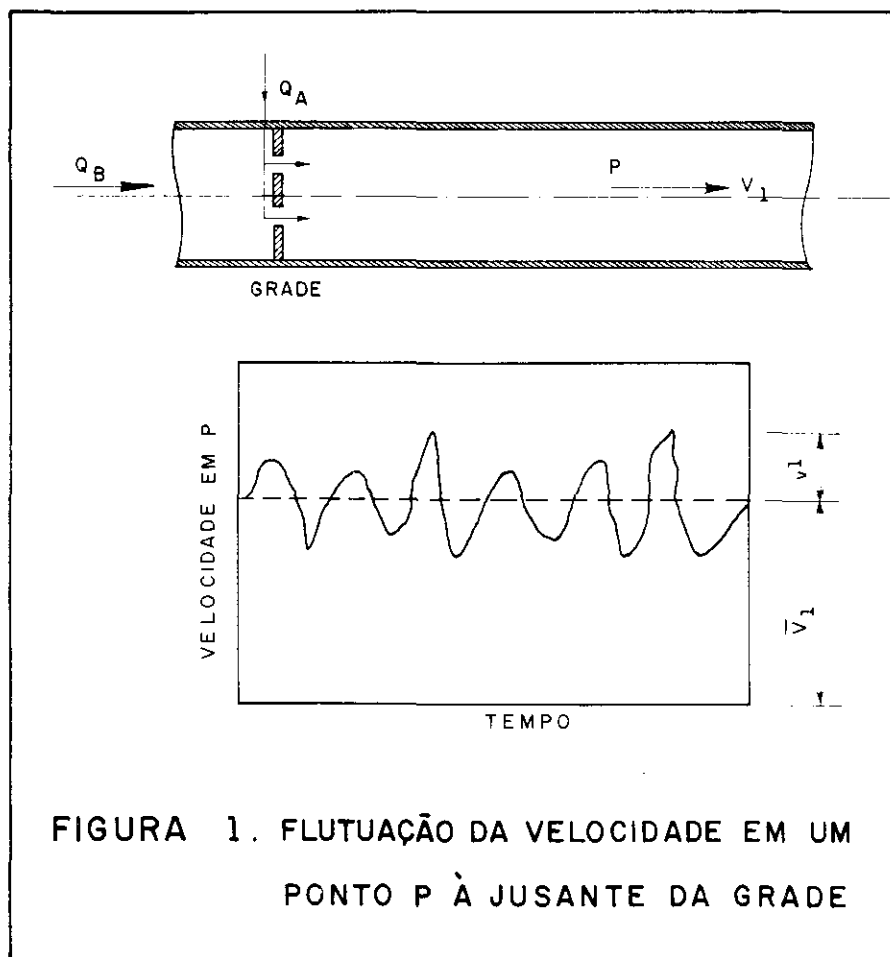


FIGURA 1. FLUTUAÇÃO DA VELOCIDADE EM UM PONTO P À JUSANTE DA GRADE

portância, pois condiciona o desempenho de todos os outros processos e operações unitárias num sistema convencional de tratamento de água, ou seja, coagulação, floculação, sedimentação e filtração, além de influir substancialmente no consumo de coagulante.

A mistura constitui, ainda hoje, tema de contínuas pesquisas, pois é evidente que os "misturadores rápidos" convencionais não satisfazem todas as condições necessárias acima relacionadas.

2.1 — Mistura através de grade e reator tubular

Um sistema que apresenta bons resultados de mistura na coagulação-floculação de águas de abastecimento, esgotos e também na cloração é o constituído por grade de dispersão e de reator tubular.

Para entender melhor o desenvolvimento teórico de mistura através de grades serão introduzidos, resumidamente, os conceitos de intensidade de turbulência, segregação, intensidade de segregação e grau de mistura.

a) Intensidade de turbulência

O conceito de mistura é intimamente associado ao conceito de turbulência, daí a importância de associar variação de concentração com variação de velocidade.

Medindo-se a velocidade de escoamento do líquido em um ponto qualquer a jusante de uma grade, utilizando-se um anemômetro de fio quente, verifica-se que ela é formada por um valor médio e uma componente flutuante, conforme é mostrado esquematicamente na figura 1.

$$v_1 = \bar{v}_1 + v_1' \quad (1)$$

Figura 1 — Flutuação da velocidade em um ponto p a jusante da grade

Observa-se pela figura que o parâmetro mais importante em termos de turbulência e, portanto, em termos de mistura é v_1' .

O valor numérico de v_1' não é constante, mas pode ser computado através de outra grandeza v_1'' chamada "intensidade de turbulência", definida como

$$v_1'' = \sqrt{\overline{v_1'^2}} \quad (2)$$

v_1'' é a raiz quadrada da média dos quadrados das flutuações de velocidade e será chamado daqui para a frente apenas de rqm das flutuações de velocidade.

b) Segregação e intensidade de segregação

O termo segregação é relativo a elementos de líquido que não recebem coagulante, isto é, aqueles que são segregados da mistura. Isso acontece em maior ou menor escala em qualquer reator devido às suas características próprias, escalas largas de turbulência ou pequena intensidade de dissipação da energia introduzida.

Para entender melhor e para quantificar a segregação, admitamos que as concentrações de um composto adicionado à água na grade mostrada na figura 1 também variem de

maneira similar à equação (1), ou seja:

$$C = \bar{c} + c \quad (3)$$

Da mesma maneira, podemos definir

C = concentração instantânea em P a cada instante t

\bar{c} = concentração média na tubulação

c = flutuação da concentração

$$c' = \sqrt{\overline{c^2}} =$$

raiz quadrada da média dos quadrados

das flutuações de concentração ou

rqm das flutuações de concentração.

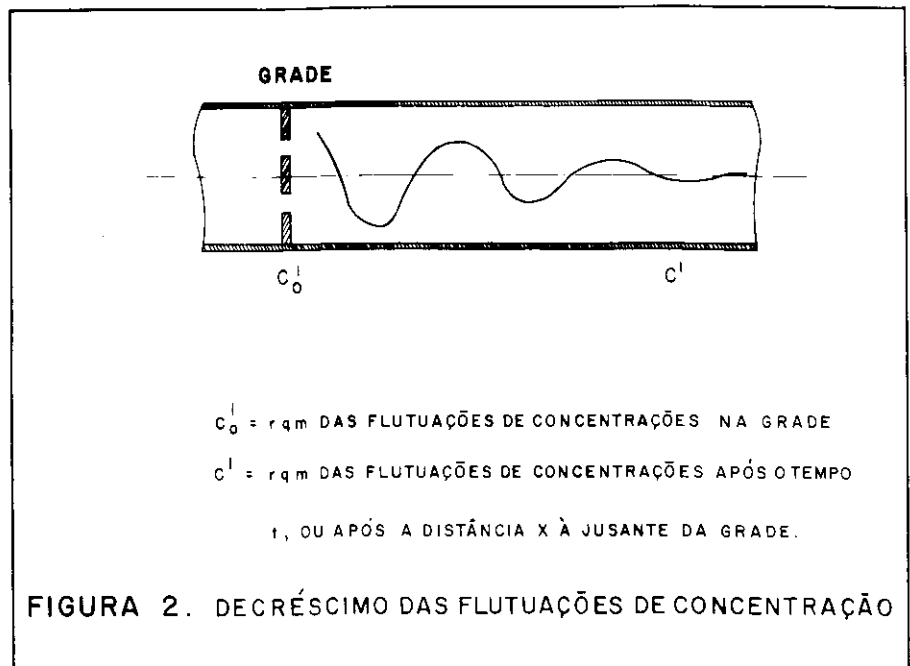


FIGURA 2. DECRÉSCIMO DAS FLUTUAÇÕES DE CONCENTRAÇÃO

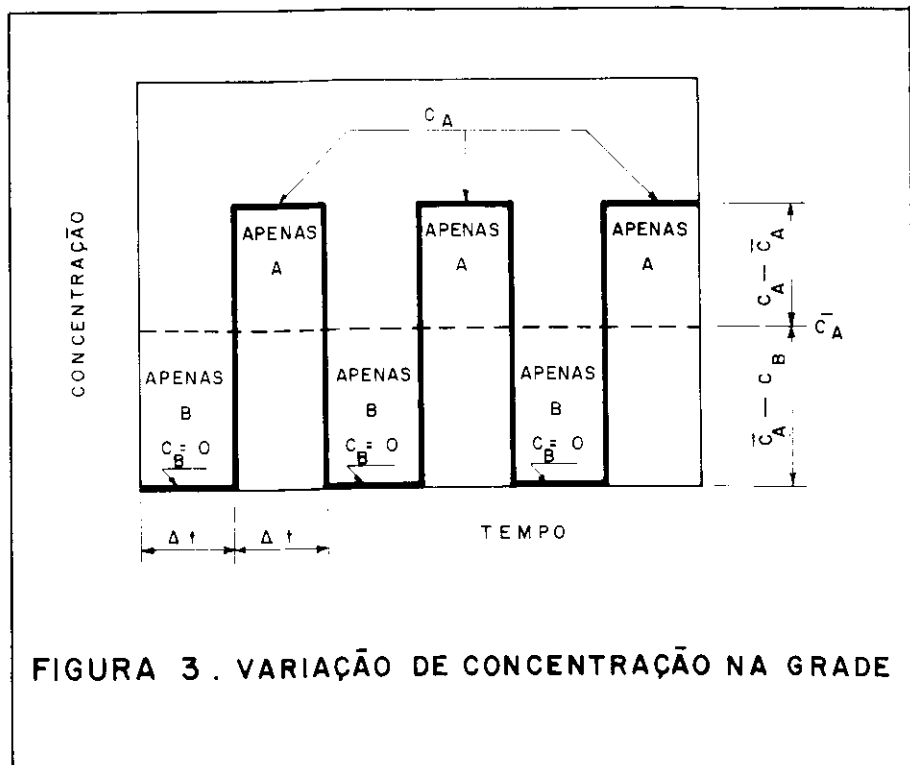


FIGURA 3. VARIAÇÃO DE CONCENTRAÇÃO NA GRADE

O valor c' decresce à medida que se afasta da grade para jusante, mostrando que ocorre uma diminuição da oscilação de concentração em torno da média. Em outras palavras, poder-se-ia dizer que o desvio-padrão tende a zero ou que em todas as partes do tubo a concentração tende à concentração média, o que refletiria uma condição ideal de mistura.

Com os elementos apresentados na figura 2,

Figura 2 — Decréscimo das flutuações de concentração

Pode-se definir intensidade de segregação como

$$I_s = \frac{c'^2}{c_o'^2} \text{ ou } \sqrt{I_s} = \frac{c'}{c_o'} \quad (5)$$

Se $\sqrt{I_s} = 1$, a segregação é total porque a rqm da flutuação de concentração a jusante se mantém igual à inicial, isto é, $c' = c_o'$.

Se $\sqrt{I_s} = 0$, tem-se segregação nula porque $c' = 0$ a jusante, isto é, não mais ocorrem flutuações em torno da média.

A expressão $1 - \sqrt{I_s}$ é definida como "grau" ou "nível" de mistura.

Quando $1 - \sqrt{I_s} = 0$, tem-se mistura zero, o que é equivalente a segregação total e, quando $1 - \sqrt{I_s} = 1$, a mistura é total, ou seja, a segregação é nula.

Exemplo n.º 1

Para verificar o nível de mistura proporcionado por uma grade locada em uma tubulação, admitamos o seguinte (ver Figura 1):

Vazão do traçador (cloreto de sódio, por exemplo) adicionado na grade = Q_A

Concentração do traçador = C_A

Vazão de líquido = Q_B

Concentração do traçador no líquido = $C_B = 0$.

Como apenas os fluidos com vazões Q_A e Q_B estão presentes, tem-se

$$P_A + P_B = 1 \quad (6)$$

sendo P_A e P_B as probabilidades de ocorrência, na grade, dos fluidos A e B, respectivamente.

A concentração média do traçador é dada por

$$\bar{C}_A = P_A C_A + P_B C_B \quad (7)$$

como

$$C_B = 0 \quad (8)$$

vem

$$\bar{C}_A = P_A C_A \quad (9)$$

ou

$$P_A = \frac{\bar{C}_A}{C_A} \quad (10)$$

O balanço de massas a jusante da grade dá

$$Q_A C_A + Q_B C_B = C_A (Q_A + Q_B) \quad (11)$$

Como $C_B = 0$, a concentração média do traçador é dada por

$$\bar{C}_A = \frac{Q_A}{Q_A + Q_B} C_A \quad (12)$$

Substituindo-se (12) em (10) tem-se

$$P_A = \frac{Q_A}{Q_A + Q_B} \quad (13)$$

que é evidente e que poderia ter sido admitida imediatamente.

A Figura 3 indica a variação de concentrações do traçador junto à grade.

A flutuação de concentração de A, com relação à média (ver equação (3)), na grade, é dada por

$$C_A - \bar{C}_A \quad (14)$$

e a flutuação de concentração de B com relação à média, na grade, é dada por

$$\bar{C}_A - C_B = \bar{C}_A \quad (15)$$

porque na grade pode ocorrer, em certos instantes, apenas A ou apenas B. Então a rqm das flutuações de concentrações, na grade, será dada por

$$C_{A,0}' = \sqrt{\bar{C}_A^2} = \sqrt{(C_A - \bar{C}_A)^2 P_A + \bar{C}_A^2 P_B} \quad (16)$$

Medindo-se a rqm das flutuações de concentrações (através de medições de condutividade elétrica por exemplo) a uma distância a jusante da grade, ou seja, $C_{A,x}'$, a intensidade de segregação será dada por

$$\sqrt{I_s} = \frac{C_{A,x}'}{C_{A,0}'} \quad (17)$$

Na Figura 3 observou-se que a concentração junto à grade pode ser, durante Δt , igual à concentração do traçador, isto é C_A . Isso não deverá acontecer a jusante da grade, onde se terá sempre uma concentração instantânea menor do que C_A , tendendo para o valor médio.

Esse experimento poderá definir, na prática, qual é o comprimento mínimo de reator para que se obtenha um grau de mistura pré-especificado.

2.1.1 - Intensidade de segregação em função das características da grade

A Figura 4 mostra a queda das flutuações de concentrações ou, em outras palavras, a redução de segregação à medida que se afasta para jusante de uma grade. O gráfico foi obtido com uma grade constituída de tubos metálicos de 6,35 mm de diâmetro e afastados 12,70 mm, centro a centro. O traçador (cloreto de sódio) foi introduzido na grade através de quatro orifícios com diâmetros de 0,53 mm e as rqm das flutuações de concentrações foram medidas com o emprego de uma sonda de condutividade elétrica especialmente construída. Uma mistura com apenas 10% de segregação, através desse sistema, seria obtida a uma distância $x = 170 \times d = 170 \times 6,35 = 1.079,50$ mm, ou seja, a aproximadamente 1 metro a jusante da grade (ver Figura 4).

A equação geral que define a redução das flutuações de concentrações é a seguinte:

$$\sqrt{I_s} = \frac{C'}{C_o'} = \alpha \left(\frac{d}{x} \right)^a \quad (18)$$

Onde α é um coeficiente que depende do número de orifícios, da relação de vazão de água para vazão do traçador, Q_A/Q_B e das características do sistema de injeção e a é a taxa de redução das flutuações de concentrações.

Essa equação mostra que a segregação $\sqrt{I_s}$ é tanto menor quanto menor for o diâmetro (d) das barras da grade e quanto maior for a distância (x) para jusante, a partir da grade.

2.1.2 - O modelo matemático proposto

Em função das pesquisas efetuadas com sete tipos de grade, Stenquist propôs o seguinte modelo matemático para sumarizar quantitativamente os resultados obtidos.

$$\frac{c' F}{\bar{A}} = \alpha'' \left(\frac{d}{x} \right)^a$$

onde F é o número de orifícios por polegada quadrada de seção transversal de reator, c' a rqm de flutuação de concentração à distância x a jusante da grade, \bar{A} a rqm da flutuação de concentração, na grade e α''

um coeficiente equivalente a α , definido anteriormente.

O valor de \bar{A} pode ser aproximado pela relação

$$\bar{A} = C_A \frac{Q_A}{Q_B} \quad (19)$$

sendo C_A e Q_A respectivamente a concentração e a vazão do traçador e Q_B a vazão de água (ver Figura 1) entrando no reator.

Os experimentos efetuados por Stenquist forneceram um valor de $\alpha'' = 5,0$ que poderá ser utilizado também para diâmetros de barras de grades maiores que os diâmetros que ele usou em sua pesquisa.

A Figura 5 é a representação gráfica do modelo matemático empregado para barras desde 1/8" a 1 polgada.

Exemplo n.º 2

Dimensionar um misturador rápido, sistema grade para a vazão média de 500 l/seg que necessita de uma dosagem média de sulfato de alumínio de 30 mg/l. Assumir a velocidade média do tubo de 0,80 m/seg.

O nível de mistura é de 95%, ou seja, é permitida uma segregação máxima de 5%, para um tempo de mistura de 10 segundos.

a) Seção transversal do reator

$$A = \frac{0,500}{0,80} = 0,63 \text{ m}^2 \quad (20)$$

b) Diâmetro do reator

$$D = \left(\frac{4s}{\pi} \right)^{1/2} = 0,90 \text{ m} \quad (21)$$

c) Densidade de orifícios

$x = Vt = 0,80 \times 10 = 8 \text{ m} = 315"$
 $d = \text{diâmetro de barra adotado} = 1/2"$

$a = -1,13$ (ver Figura 5)

$C'/A = 0,05$ (5% máximo de segregação)

$$\frac{C'F}{A} = \alpha'' \left(\frac{x}{d} \right)^{-a} \quad (22)$$

$$(0,05 F = 5,0) \left(\frac{315}{0,5} \right)^{-1,13} = 0,5 \quad (23)$$

De onde:

$$F = 0,07 \text{ orifícios/pol}^2 \\ = 0,011 \text{ orifícios/cm}^2 \\ \text{ou 1 orifício cada } 94 \text{ cm}^2$$

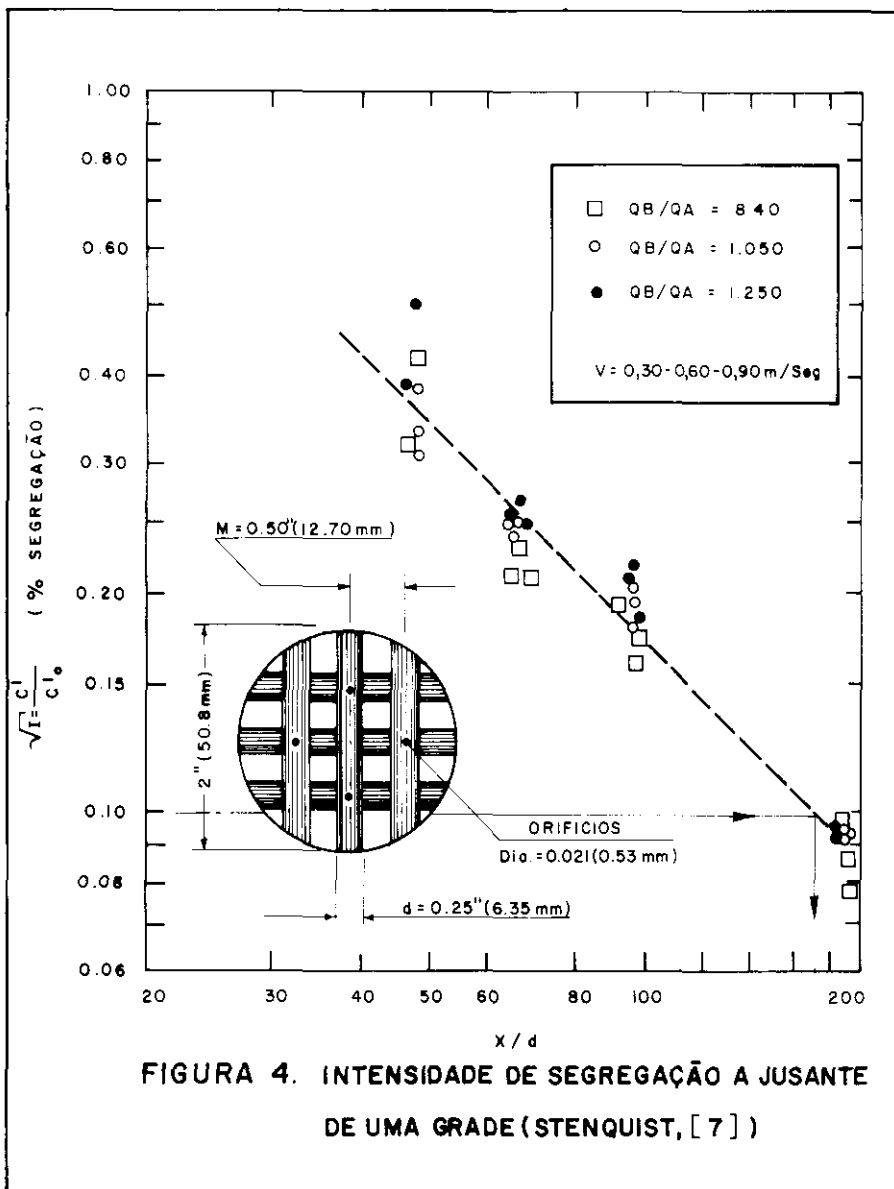


FIGURA 4. INTENSIDADE DE SEGREGAÇÃO A JUSANTE DE UMA GRADE (STENQUIST, [7])

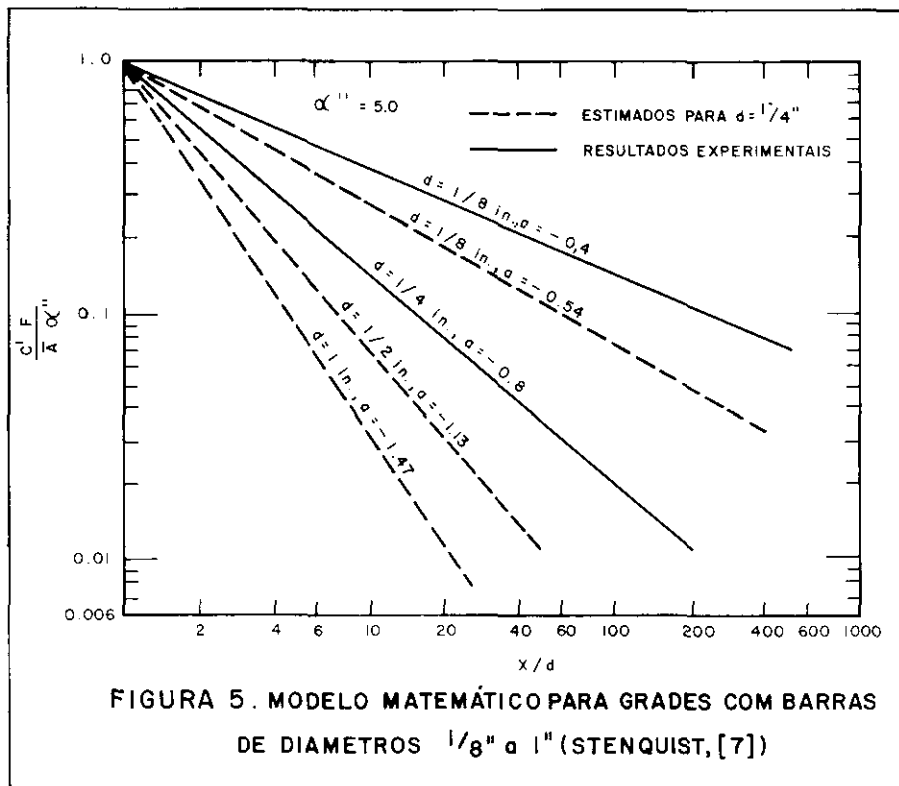


FIGURA 5. MODELO MATEMÁTICO PARA GRADES COM BARRAS DE DIÂMETROS 1/8" a 1" (STENQUIST, [7])

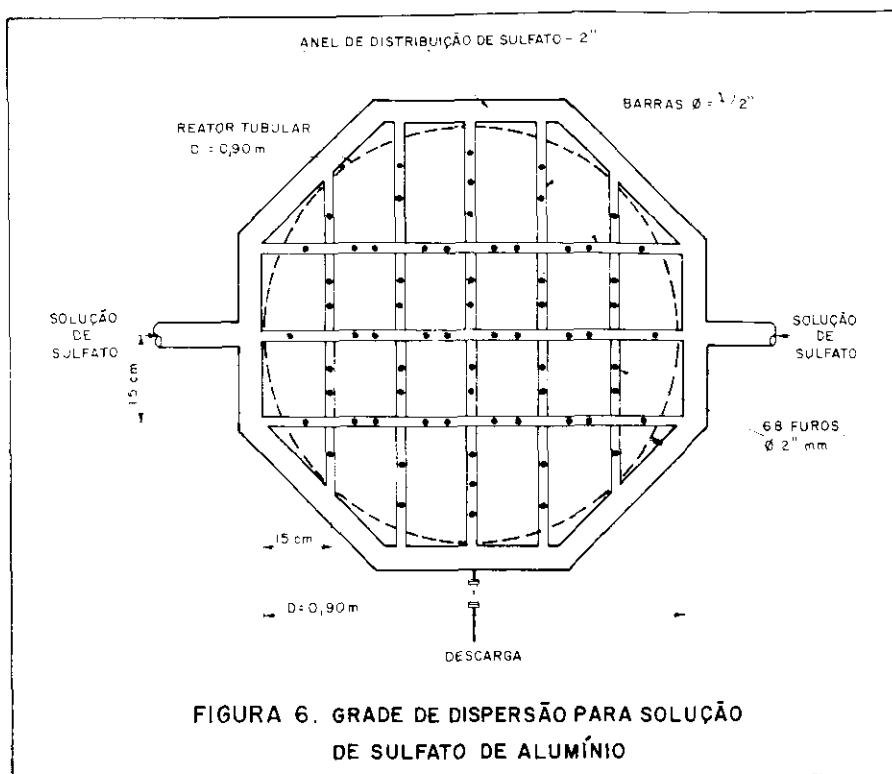


FIGURA 6. GRADE DE DISPERSÃO PARA SOLUÇÃO DE SULFATO DE ALUMÍNIO

$$d) \text{ n.º de orifícios} = \frac{0,63}{94 \times 10^{-4}} = 67$$

O mesmo resultado poderia ser tomado, por extrapolação, no gráfico apresentado na Figura 5.

O sistema de mistura constaria da grade, cujo esquema é apresentado em primeira tentativa na Figura 6 e de um reator tubular com 0,90 m de diâmetro e 8 m de comprimento.

A grade consta de um anel de distribuição da solução de sulfato de alumínio que é alimentado em dois pontos. Do anel o coagulante adentra a tubulação de distribuição de 1/2" onde é distribuída através dos orifícios, virados para montante.

O anel deverá ser montado a montante do reator tubular junto a uma caixa de inspeção para permitir limpeza e manutenção.

Assumindo $M = 15 \text{ cm} = 5,91$ polegadas, o espaçamento entre eixos de grades (nos dois sentidos) e $d = 1/2$, a solidez da grade é dada por

$$S = 1 - \frac{\left(\frac{M}{d} - 1\right)^2}{\left(\frac{M}{d}\right)^2} = 0,16 \text{ (16\% de solidez)} \quad (24)$$

e a perda de carga é dada por

$$h = \frac{S^2}{(1-S)^2} \cdot \frac{V^2}{2g} = \frac{0,16^2}{0,84^2} \cdot \frac{0,80^2}{2 \times 9,81} = 1,18 \times 10^{-3} \text{ m} \quad (25)$$

A quantidade média necessária de sulfato de alumínio será de

$$500 \frac{\text{mg}}{\text{seg}} \times 30 \frac{\text{seg}}{\text{min}} = 15000 \text{ mg/seg} = 15 \text{ g/seg} \quad (26)$$

A solubilidade do sulfato de alumínio $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ é de 86,9 gramas por 100 ml, ou seja, 869 g/l. Uma solução de 50 g/l seria estável.

Nessas condições a vazão necessária de solução seria.

$$Q_A = 15/50 = 0,30 \text{ l/seg} = 300 \text{ ml/seg} \quad (27)$$

e a vazão por orifício

$$Q_O = 300/67 = 4,5 \text{ ml/seg} \quad (28)$$

3. EFEITOS DA MISTURA COM GRADES DE DISPERSÃO NA EFICIÊNCIA DE FLOCULAÇÃO

O sistema de grade dispersora e reator tubular foi testado comparativamente aos misturadores convencionais no que se refere à eficiência da floculação e da desinfecção.

Utilizando uma planta-piloto com a vazão de aproximadamente 76 litros por minuto, uma água artificial preparada com 25 mg/l de caulinita para produzir a turbidez inicial e bicarbonato de sódio para produzir a alcalinidade desejada, Stenquist⁽⁷⁾ determinou a eficiência de floculação em um sistema de três compartimentos em série e tempo de detenção total de quinze minutos.

O coagulante utilizado foi o sulfato de alumínio, dosado primeiramente em um "flash mixer" convencio-

nal e em seguida através de duas grades dispersoras com respectivamente quatro e 24 orifícios cada.

Os resultados são mostrados nas figuras 7 e 8.

A figura 7 mostra, para uma água de alcalinidade igual a 70 mg/l (em termos de CaCO_3), a comparação entre a utilização de um "flash mixer" convencional e a aplicação do coagulante diretamente à primeira câmara de floculação, isto é, sem nenhuma mistura inicial. Como se vê claramente a eficiência da floculação é a mesma para os dois casos, demonstrando a absoluta ineficiência dos "flash mixers" convencionais.

Por outro lado, a figura 8 mostra, para a mesma água com 70 mg/l de alcalinidade, os resultados de floculação utilizando-se um "flash mixer" convencional, uma grade com quatro orifícios e uma com 24 orifícios.

Como se vê, a eficiência de floculação (em termos de remoção de partículas primárias) em três reatores em série é muito pequena quando se usa um "flash mixer" convencional, mas aumenta gradativamente à medida que melhoram as condições de dispersão da grade.

4. OUTROS TIPOS DE DISPERSORES E CÁLCULO DOS REATORES TUBULARES

Outros tipos de dispersor podem ser utilizados em conjugação com um reator tubular, para proporcionar uma mistura homogênea.

A Figura 9 mostra o injetor utilizado por Hespanhol e Selleck, com seis orifícios de 0,71 mm de diâmetro e com contração da ordem de 7:1, como proposto por Vrale & Jordan⁽¹¹⁾.

Esse injetor foi acoplado a montante de um reator tubular calculado para apresentar características similares às de um reator tipo "plug flow", ou seja⁽¹²⁾:

$$\frac{N_p L_r}{D} \geq 100 \quad (29)$$

onde

N_p = Número de Péclet

L_r = comprimento do reator

D = diâmetro do reator

Com essa condição, o escoamento no reator se dava com número de Reynolds aproximadamente igual a 10^4 , gradiente de velocidade $G = 180 \text{ sec}^{-1}$ e um tempo de detenção de

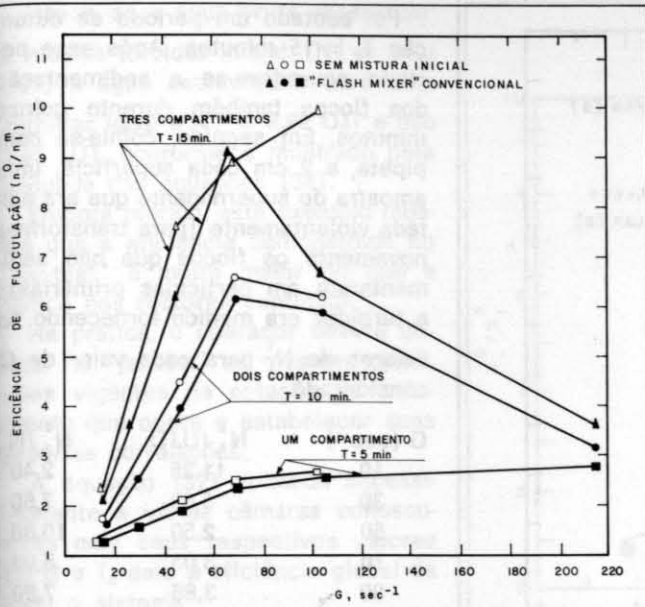


FIGURA 7. EFEITO DA MISTURA INICIAL NA FLOCULAÇÃO, COMPARAÇÃO ENTRE "FLASH MIXER" CONVENCIONAL E AUSÊNCIA DE MISTURA. (STENQUIST [7])

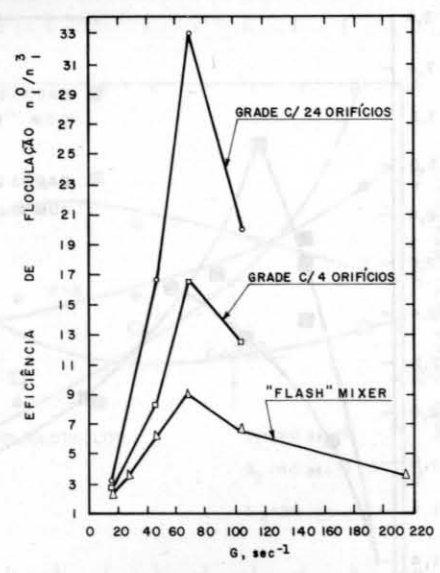


FIGURA 8. EFEITO DA MISTURA INICIAL NA FLOCULAÇÃO COMPARAÇÃO ENTRE GRADES E "FLASH MIXER" CONVENCIONAL, TRES COMPARTIMENTOS - T=15 MINUTOS (STENQUIST [7])

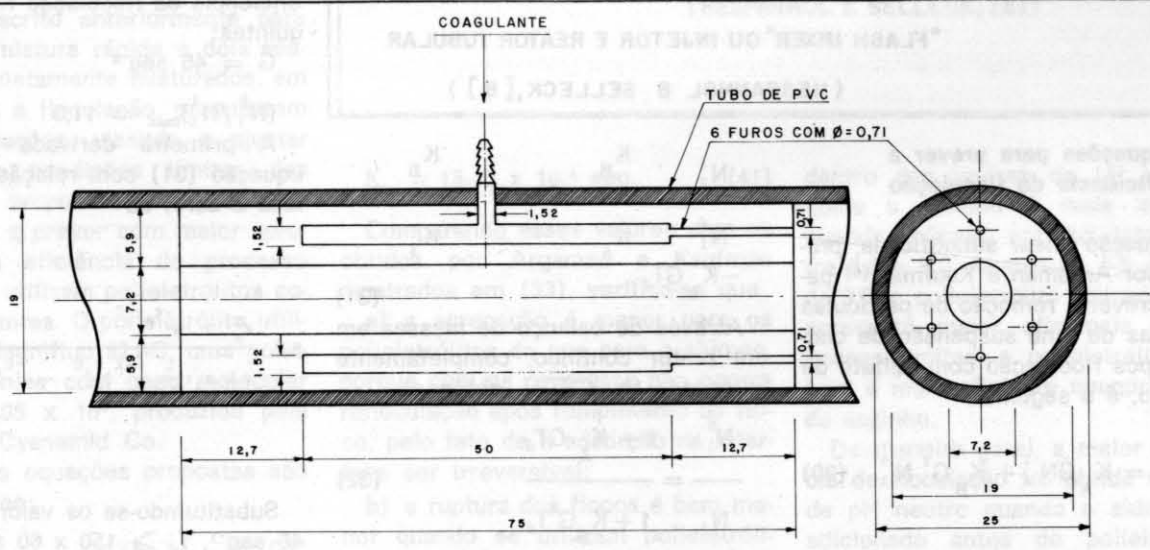


FIGURA 9. INJETOR COM 6 ORIFÍCIOS (HESPAÑHOL & SELLECK, [8])

OBS. TODAS AS MEDIDAS ESTÃO EM MILÍMETROS

quinze segundos, dando, portanto, um número de Camp igual a 2.700.

Apesar da pequena energia introduzida, notava-se, no final do reator, uma intensa "nucleação" quando se utilizou alumínio, polieletrólito ou ambos, como coagulante.

A figura 10 mostra a eficiência de floculação obtida quando se utilizou um "flash mixer" e o sistema descrito acima. Observe-se que, para as mesmas condições, o sistema composto de injetor e reator tubular apresentou muito melhor eficiência, necessitando ainda de um gradiente de velocidade menor (90 sec^{-1} para o "flash mixer" e 60 sec^{-1} para o sistema proposto).

5. FLOCULAÇÃO

5.1 - Medidas da eficiência

A eficiência da floculação pode ser medida em termos de redução da densidade de sedimento, volume de sedimento, taxa de sedimentação de flocos, taxa e filtração ou refiltração, turbidez residual, etc.

Uma maneira interessante e prática que se adota quando se estuda cinética refere-se à remoção de partículas primárias em suspensão. Chamando N_1^0 o número de partículas que adentram o primeiro reator e N_1^m o número de partículas primárias que

saem do m-ésimo reator, a eficiência seria dada em termos de N_1^0/N_1^m .

Se $N_1^m \rightarrow 0$, isto é, não há partículas primárias no efluente da última câmara, significa que a eficiência da floculação é infinita. Em outras palavras, todas as partículas primárias passaram a formar flocos e ficaram retidas durante a sedimentação. Se

$N_1^m = N_1^0$, tem-se $N_1^0/N_1^m = 1$ e a eficiência da floculação é nula, isto é, o número de partículas primárias que saem do reator é igual ao número de partículas que entraram, não havendo, portanto, a formação de flocos.

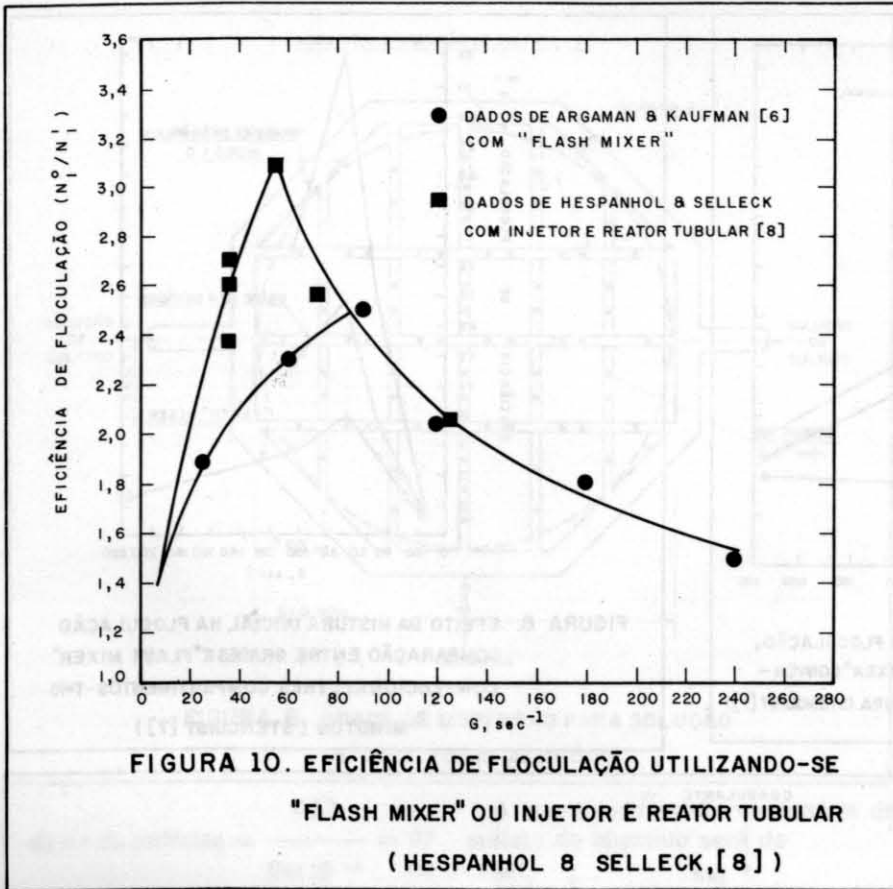


FIGURA 10. EFICIÊNCIA DE FLOCULAÇÃO UTILIZANDO-SE "FLASH MIXER" OU INJETOR E REATOR TUBULAR (HESPANHOL & SELLECK, [8])

Foi adotado um período de detenção $T_d = 15$ minutos. Após esse período aguardava-se a sedimentação dos flocos também durante quinze minutos. Em seguida, colhia-se com pipeta, a 2 cm cada superfície, uma amostra do supernadante que era agitada violentamente (para transformar novamente os flocos que não sedimentaram em partículas primárias); a turbidez era medida fornecendo os valores de N_1^1 para cada valor de G considerado.

G (sec ⁻¹)	N_1^1 (UJT)	N_1^0/N_1^1
10	11,25	2,40
30	3,60	7,50
50	2,50	10,80
70	3,03	8,90
90	3,86	7,00
120	4,74	5,70

Plotando $G \times N_1^0/N_1^1$ em papel milimetrado comum, verificou-se que o valor ótimo de G e a correspondente eficiência da floculação foram os seguintes:

$$\hat{G} = 46 \text{ seg}^{-1}$$

$$(N_1^0/N_1^1)_{\text{max}} = 11,0 \quad (34)$$

A primeira derivada parcial da equação (31) com relação a G , igualada a zero, dá

$$K_B = \frac{K_A^2 \tau e^{-K_A T_d \hat{G}}}{1 + K_A T_d \hat{G} e^{-K_A T_d \hat{G}} - e^{-K_A T_d \hat{G}}} \quad (35)$$

Substituindo-se os valores $G = \hat{G} = 46 \text{ seg}^{-1}$, $T_d \geq 150 \times 60$ segundos e $N_1^0/N_1^1 = 11,0$, no sistema formado pelas equações (31) e (35), obtém-se

$$K_A = 9,50 \times 10^{-5}$$

$$K_B = 15,00 \times 10^{-8} \text{ seg} \quad (36)$$

Esses valores representam os coeficientes de agregação e de ruptura de flocos para a água e o coagulante utilizados.

Para se determinar a eficiência de floculação teórica em uma estação de tratamento equipada com uma única câmara de floculação utilizando a mesma água e o mesmo coagulante, emprega-se a equação (32) que com os mesmos valores de T_d , \hat{G} , K_A e K_B dá

$$\frac{N_1^0}{N_1^1} = 3,06 \quad (37)$$

5.2 - Equações para prever a eficiência de floculação

A equação linear simplificada, proposta por Argaman e Kaufman (6) para descrever a remoção de partículas primárias de uma suspensão de caulinita após floculação com sulfato de alumínio, é a seguinte:

$$\frac{dN_1^1}{dt} = K_A GN_1^1 + K_B G^2 N_1^0 \quad (30)$$

onde

K_A = constante de agregação

K_B = constante de ruptura de flocos

G = gradiente de velocidade

O termo $-K_A GN_1^1$ indica o desaparecimento de partículas primárias para dar origem aos flocos e o termo $+K_B G^2 N_1^0$ indica o aparecimento de partículas primárias por erosão dos flocos.

A variação do número de partículas primárias dN_1^1/dt é dada então pelo somatório desses dois efeitos simultâneos.

A integração da equação (30) para um reator estático ("batch" ou "jar-test") ou para um reator tubular fornece:

$$\frac{N_1^1}{N_1^0} = \frac{K_B}{K_A} G + (1 - \frac{K_B}{K_A} G) e^{-K_A GT_d} \quad (31)$$

Através de balanço de massas em um reator contínuo, completamente misturado (ou CSTR), obtém-se

$$\frac{N_1^0}{N_1^1} = \frac{1 + K_A GT_d}{1 + K_B G^2 T_d} \quad (32)$$

onde:

T_d = tempo de detenção.

Para sulfato de alumínio e uma suspensão de caulinita, Argaman e Kaufman determinaram

$$K_A = 5,14 \times 10^{-5} \quad (33)$$

$$K_B = 1,08 \times 10^{-7} \text{ seg}$$

O número de partículas primárias em suspensão, após sedimentação, pode ser determinado em termos de turbidez desde que se disponha de partículas com aproximadamente o mesmo tamanho e o mesmo índice de refração.

Exemplo 3

Um ensaio de "jar-test", efetuado com água de turbidez inicial $N_1^0 = 27,0$ UJT e dosagem ótima de sulfato de alumínio, apresentou os resultados mostrados no quadro abaixo.

Isto é, se a água bruta apresentar a mesma turbidez inicial, ($N_1^1 = 27,0$ UJT) a água sedimentada terá uma turbidez igual a $N_1^0 = 8,82$ UJT e não 2,45 UJT, conforme é mostrado pela segunda das equações (34).

Embora teórico, este exemplo mostra que a eficiência demonstrada no "jar-test" é muito maior do que a obtida nos reatores contínuos.

Na prática, o operador deverá utilizar no "jar-test" as mesmas condições vigentes na estação de tratamento que opera e estabelecer suas próprias correlações.

A equação (32) aplicada sucessivamente a várias câmaras consecutivas com seus respectivos valores de G e T_d dará a eficiência global de todo o sistema.

Hespanhol e Selleck, trabalhando também com uma água artificial, preparada com caulinita e bicarbonato de sódio, em uma planta-piloto equipada com o sistema injetor/reator tubular descrito anteriormente para efetuar a mistura rápida e dois reatores completamente misturados, em série, para a floculação, propuseram novas equações, visando a ajustar melhor as condições limites das equações propostas por Argaman e Kaufman e prever com maior aproximação a eficiência do processo quando se utilizam polieletrólitos como coagulantes. O polieletrólito utilizado foi Magnifloc 521-C, uma poliamina catiônica com peso molecular $0,03 - 0,05 \times 10^6$, produzida pela American Cyanamid Co.

As novas equações propostas são as seguintes:

$$\frac{N_1^1}{N_1^0} = 1 - e^{-K_c G} - \frac{K_A G T_d}{1 + K_A G T_d} + e^{-K_c G} \quad (38)$$

onde

$$K_c = \frac{K_B}{K_A} \quad (39)$$

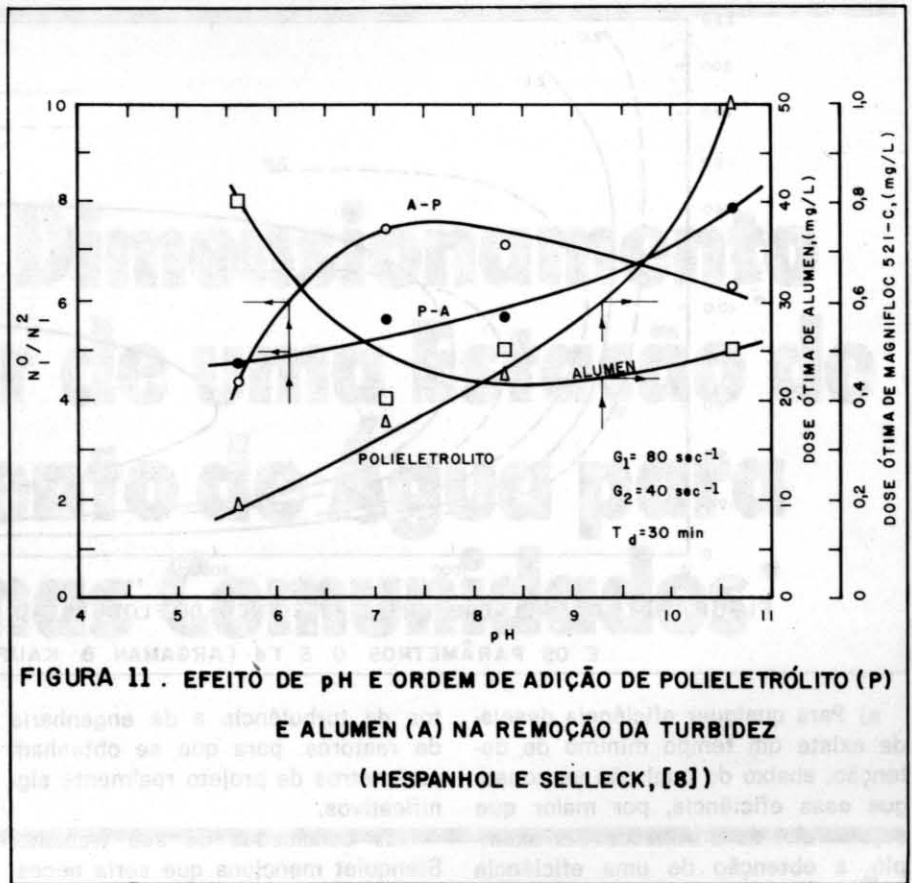
para reatores estáticos e tubulares, e

$$\frac{N_1^0}{N_1^1} = \frac{1 + K_A G T_d}{1 + K_A G T_d (1 - e^{-K_c G})} \quad (40)$$

para reatores completamente misturados.

Os valores de K_A e K_B obtidos para a suspensão utilizada e o Magnifloc 521-C são os seguintes:

$$K_A = 4,80 \times 10^{-5}$$



$$K_B = 13,46 \times 10^{-8} \text{ seg.} \quad (41)$$

Comparando esses valores com os obtidos por Argaman e Kaufman mostrados em (33), verifica-se que

a) a agregação é menor para os polieletrólitos do que para o alumínio, porque com os polímeros não ocorre refloculação após rompimento do floco, pelo fato de a adsorção na interface ser irreversível;

b) a ruptura dos flocos é bem menor quando se utilizam polieletrólitos, devido ao "entrelaçamento" causado pelas cadeias orgânicas dos polímeros. Daí o fato de os flocos serem mais densos e sedimentarem mais rapidamente.

5.3 — Ordem de adição de coagulantes

Quando se utilizam simultaneamente alumínio e polieletrólito, a ordem de adição desses coagulantes exerce um efeito considerável sobre a eficiência de floculação.

Conforme se vê na Figura 11, as curvas de desempenho seguem as estabelecidas por alumínio quando este é utilizado sozinho, indicando que este exerce maior efeito na floculação, enquanto o polieletrólito atua meramente como auxiliar.

Em outras palavras, o alumínio, quando adicionado antes do polieletrólito, apresenta melhor eficiência

dentro dos limites de pH para os quais o alumínio é mais eficiente quando aplicado sozinho, isto é, entre 5,5 e 9,0. Abaixo de 5,5 e acima de 9,0, o polieletrólito aplicado antes apresenta maior eficiência porque, nesses limites, o polieletrólito também é mais eficiente quando aplicado sozinho.

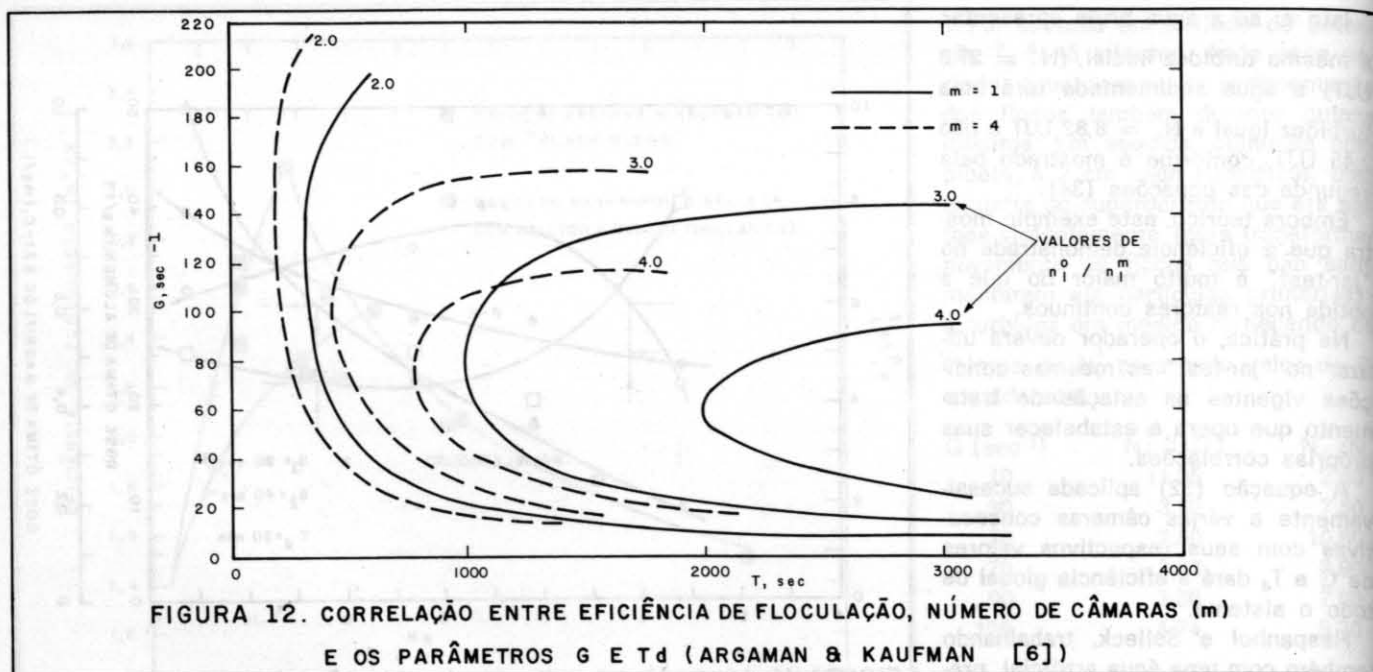
De maneira geral, a maior eficiência de floculação foi obtida na zona de pH neutro quando o alumínio foi adicionado antes do polieletrólito. Este efeito deverá ser estudado na prática, a fim de se determinar a ordem de adição para a água a ser floculada e para o polieletrólito escolhido como coagulante.

5.4 — Efeitos da compartimentação, gradiente de velocidade e tempo de detenção na eficiência de floculação

O número de compartimentos de um sistema de floculação, o valor de G , e o tempo de detenção T_d são elementos importantes para projeto e devem ser escolhidos com cuidado para a água que se pretende tratar.

Como se demonstra nas equações de cinética apresentadas neste trabalho, esses parâmetros estão relacionados entre si.

A Figura 12 mostra essa interdependência, salientando com bastante clareza os seguintes aspectos, de extrema importância para o projetista:



a) Para qualquer eficiência desejada existe um tempo mínimo de detenção, abaixo do qual não se consegue essa eficiência, por maior que seja o valor da G utilizado. Por exemplo, a obtenção de uma eficiência $N_1^0/N_1^1 = 4,0$, utilizando-se apenas um compartimento, só seria possível com $G \geq 2000 \text{ sec}^{-1}$;

b) Para qualquer tempo de detenção existe um valor ótimo de G que possibilita máxima eficiência de floculação. Qualquer valor de G menor que o ótimo causaria uma formação deficiente dos flocos e qualquer outro valor superior provocaria ruptura dos flocos já formados.

c) A compartimentação dos reatores exerce efeito marcante na eficiência de floculação. Para obter uma eficiência igual a 4,0, por exemplo, necessitar-se-ia de um $T_d = 2$ mil segundos, utilizando-se um único compartimento, e um T_d de apenas oitocentos segundos, usando-se quatro compartimentos em série.

6 — CONSIDERAÇÕES FINAIS

É evidente que os reatores utilizados atualmente, em mistura rápida nos sistemas de tratamento de água, não satisfazem as condições básicas relacionadas na introdução deste trabalho.

É muito provável que os vertedores Parshall modificados, por exemplo, não apresentem pequenas escalas de turbulência e efeitos de "back-mixing" reduzidos, similares aos apresentados pelas grades e reatores tubulares aqui discutidos. Esse é, entretanto, um campo totalmente aberto para novas pesquisas, onde se deverão usar cada vez mais os concei-

tos de turbulência e de engenharia de reatores, para que se obtenham parâmetros de projeto realmente significativos.

Nas conclusões de seu trabalho, Stenquist menciona que seria necessário um orifício por polegada quadrada (ou seja, um cada $6,25 \text{ cm}^2$) "para que se tenha melhoria significativa no desempenho" das grades. Essa densidade de orifícios é muito difícil de construir e de operar, nos sistemas de tratamento de água.

Por outro lado, o próprio modelo proposto por Stenquist leva a densidades muito menores do que ele sugere, como é mostrado no Exemplo n.º 2 deste trabalho. Isso indica, também, a necessidade de pesquisas com relação aos sistemas compostos de grades e reatores tubulares.

Com relação a polieletrólitos, não há dúvida de que eles substituirão paulatinamente os coagulantes tradicionais, não apenas por possibilitarem maior eficiência de floculação mas também por apresentarem menores volumes de lodo a serem manuseados, produzirem uma água final menos corrosiva, alta resistência e densidade de flocos e, por estenderem o período de operação contínua dos filtros de areia.

A Cetesb, através de sua Superintendência de Pesquisa, vem trabalhando continuamente com polieletrólitos naturais, procurando desenvolver compostos que possibilitem alta eficiência de floculação a custos competitivos com os coagulantes convencionais, e pretende iniciar brevemente estudos de mistura e coagulação-floculação, utilizando grades, reatores tubulares e meios porosos.

7 — REFERÊNCIAS

- (1) Langelier, W. F., Ludwig H. F., "Mechanisms of flocculation in the clarification of turbid waters", *J. AWWA*, **41**: 163, 1949.
- (2) Camp, T. R. and R. C. Stein, "Velocity gradient and internal work in fluid motion", *J. Boston Soc. Civil Eng.*, **30**(4): 219-237, October 1943.
- (3) Camp, T. R., "Flocculation and flocculation basins", *Trans. Amec. Soc. of Civ. Eng.*, **120**: 1-15, 1955.
- (4) Von Smoluchowski, M., "Versuch einer mathematischen theorie der koagulationskinetik kolloider losungen", *Z. Physik, Chem.*, **92**, 1917.
- (5) Argaman, Y. and W. J. Kaufman, "Turbulence and flocculation" *Proc. of the Amer. Soc. of Civil Eng., J. Sanit. Eng. Div.*, **96**: 223-240, April 1970.
- (6) "Turbulence in orthokinetic flocculation", SERL Rept. No. 68-5, Sanit. Eng. Research Lab., Univ. of California, Berkeley, 1968.
- (7) Stenquist, R. J. and W. J. Kaufman, "Initial mixing in coagulation process" — SERL Rept. No. 72-2, Sanit. Eng. Research Lab., Univ. of Calif., Berkeley, 1972.
- (8) Hespanhol, I. Selleck, R. E., "The Role of Polyelectrolyte in Flocculation Kinetics" — Sanitary Engineering Research Laboratory — University of California, Berkeley — SERL Rept. No. 75-2 — June 1975.
- (9) Hudson Jr., H. E. Wolfner, J. P., "Design of mixing and flocculating basins" — *J. AWWA*, **59**, 1257 — 1967.
- (10) Hahn, H. H., "Effects of chemical parameters upon the rate of coagulation", Ph. D. Thesis, Harvard University, 1968.
- (11) Vrale, L. and R. M. Jorden, "Rapid mixing in water treatment" — *J. AWWA*, **63**: 52.58, January 1971.
- (12) Kramer, H.; Westerterp, K. R., "Elements of chemical reactor design and operation", Academic Press Inc., New York, 1963.