

# Sistemas de floculação acelerada

Eng. Carlos Alfredo Richter (1)

## 1 Introdução

Há quase um século vem sendo usada a floculação no tratamento de água, como uma fase preparatória na remoção de partículas suspensas na água. Apesar de que uma estação de tratamento de água é um sistema integrado de diversos processos unitários, vem-se firmando atualmente a opinião que a floculação é o mais importante de todos.

Nos últimos anos, a tecnologia de tratamento da água tem experimentado extraordinário progresso, particularmente nos processos de decantação e filtração. Com o emprego de decantadores laminares e filtros de duas ou mais camadas, os tanques de decantação e as unidades filtrantes têm o seu tamanho cada vez mais reduzido, com igual ou maior eficiência que os projetos convencionais. Considerável aporte de conhecimentos teóricos sobre o processo de coagulação foi acumulado no mesmo período; contudo, continuam os tanques de floculação a ser dimensionados para os mesmos tempos de detenção, normalmente de 30 a 40 minutos, conseqüentemente, mantendo o mesmo tamanho.

Um dos maiores erros que se pode cometer no projeto de um floculador é pensar que se um determinado período de detenção, por exemplo, 30 minutos, é bom, então um tempo mais prolongado, por exemplo, 45 minutos, será melhor. O contrário pode ocorrer. Mais que isso, há condições em que, se apropriadamente exploradas, pode-se reduzir substancialmente o período de detenção nos tanques de floculação, como a valores da ordem de 5 minutos e talvez até menos, tornando possível a realização de projetos mais econômicos. Entre estas condições foram estudadas neste trabalho:

- escala de turbulência;
- efeito da compartimentação;
- aumento da taxa de colisões entre as partículas e sua aplicação em floculadores de fluxo laminar (tubulares e em meios porosos) e floculadores em telas, nos quais a floculação é mais rápida e mais eficiente.

(1) Sanepar-Companhia de Saneamento do Paraná

O parâmetro mais utilizado no dimensionamento dos dispositivos de agitação nos floculadores é o gradiente de velocidade que normalmente varia entre 75 e 20 s<sup>-1</sup>.

A equação de Camp e Stein,

$$G = \sqrt{\frac{p}{\mu V}} \quad [1]$$

deduzida para condições de fluxo laminar e que expressa a relação entre o gradiente de velocidade G e a energia dissipada por unidade de volume p, é ainda a ferramenta mais útil no cálculo dos floculadores e dos sistemas de veiculação de água floculada, apesar de que o autor (5) e Arboleda (6) demonstraram que o parâmetro G, como definido acima, perde muito de seu sentido físico para os floculadores reais, que, via de regra, têm fluxo turbulento.

Do mesmo modo que no regime laminar, no qual a tensão longitudinal devida ao atrito entre duas lâminas de corrente é igual a  $\mu \, dv/dy$ , existe uma outra tensão devida ao regime turbulento, denominado esforço cortante de Reynolds, definida por  $\tau = \eta \, dv/dy$  em que  $\eta$  é o coeficiente de viscosidade virtual ou de turbulência ou viscosidade de redemoinho.

A tensão total é dada, então, por

$$\tau = (\mu + \eta) \frac{dv}{dy} \quad (2)$$

e assim a fórmula (1) toma a forma

$$G = \sqrt{\frac{P}{(\mu + \eta) V}} \quad (3)$$

Esta equação torna-se igual a (1) quando a dissipação de energia devida à turbulência é negligenciável face àquela devida à viscosidade, ou seja, quando o fluxo é laminar. Quando o fluxo é turbulento, o coeficiente de viscosidade turbulenta aumenta rapidamente ao crescer o número de Reynolds, atingindo valores muitas vezes superior ao de viscosidade dinâmica, o qual pode ser negligenciado em presença da

quele e a equação (3) pode ser simplificada a

$$G = \sqrt{\frac{P}{\eta V}} \quad (4)$$

O coeficiente de viscosidade turbulenta é definido por

$$\eta = \delta \lambda^2 \left| \frac{dv}{dy} \right| \text{ ou}$$
$$\eta = \delta \lambda^2 G \quad (5)$$

onde  $\rho$  = massa específica

$\lambda$  = é o comprimento da microescala de turbulência, fisicamente definido como a distância até a qual se desloca um conglomerado de partículas sem perder a sua identidade.

Substituindo (5) em (4) resulta

$$G = \left( \frac{P}{\delta \lambda^2 V} \right)^{1/3} \quad (6)$$

ou, sendo  $p/\rho V = \varepsilon$ , potência dissipada por unidade de massa do fluido,

$$G = \left( \frac{\varepsilon}{\lambda^2} \right)^{1/3} \quad (7)$$

que é a forma com que Arboleda e Snel (6) apresentam para a equação (3), quando o fluxo é turbulento.

A equação (1) de Camp e Stein também pode ser expressa em termos de energia dissipada por unidade de massa, na forma seguinte:

$$G = \sqrt{\frac{\varepsilon}{\nu}} \quad (8)$$

## 2 Turbulência e floculação

O maior ou menor grau de turbulência tem uma influência decisiva na eficiência da floculação. A descrição analítica do fluxo turbulento é, entretanto, extremamente complexa, resultan-

do difícil quantificar e otimizar a sua ação naquele processo. Algumas tentativas estão sendo realizadas neste sentido, ressaltando os trabalhos iniciados por Arboleda e Snel (6), procurando otimizar a escala de turbulência no caso particular da floculação em reatores de malhas.

Neste tópico procura-se dar um tratamento generalizado e bastante simplificado à influência da turbulência na floculação.

Em algumas experiências (8) e em casos práticos (9) em reatores onde o fluxo é laminar, como nos floculadores em pedras, observa-se uma floculação extremamente rápida. À parte de outros efeitos favoráveis na floculação em meio granular parece ser a ausência de turbulência nestes reatores um fator determinante na eficiência do processo. Por outro lado, uma turbulência excessiva destrói os flocos já formados, razão pela qual se procura eliminá-la nos canais e estruturas de entrada de água floculada aos decantadores.

Se o fluxo é laminar, é válida a equação de Smoluchowski, modificada por Camp:

$$N_{ij} = \frac{4}{3} n_i n_j (r_i + r_j)^3 \sqrt{\frac{\epsilon}{v}} \quad (9)$$

onde  $N_{ij}$  = taxa de colisão entre as partículas  $i$  e  $j$

$n_i$  e  $n_j$  = concentração das partículas  $i$  e  $j$

$r_i$  e  $r_j$  = raios das partículas  $i$  e  $j$

$\sqrt{\epsilon/v}$  = gradiente de velocidade.

Segundo Argaman e Kaufman (3) a utilização da equação acima para calcular a frequência de colisões quando o fluxo é turbulento é um procedimento arbitrário, porquanto não considera a extensão da microescala de turbulência, parâmetro que marca aproximadamente o limite entre a floculação laminar e a turbulenta, sendo sua magnitude calculada por

$$\lambda = \left(\frac{v^3}{\epsilon}\right)^{1/4} \quad (10)$$

Se o fluxo é turbulento e as partículas são menores que a microescala da turbulência, Saffman e Turner (1) deduziram que o modelo da colisão pode ser representado pela equação

$$N_{ij} = 1,3 n_i n_j (r_i + r_j)^3 \sqrt{\frac{\epsilon}{v}} \quad (11)$$

que aparenta notável identidade com a equação (9) de Camp e Stein.

Se o fluxo é turbulento e os flocos são maiores que a microescala de turbulência o modelo de colisão pode ser representado pela equação seguinte, conforme L. Spielman (ref. 1):

$$N_{ij} = 1,37 \pi n_i n_j (r_i + r_j)^{7/3} \epsilon^{1/3} \quad (12)$$

A medição da velocidade de crescimento dos flocos por Riddick (10) demonstra que, em seguida à aplicação do sulfato, o floco cresce de tal forma que após 2 a 3 minutos seu diâmetro atinge cerca de 0,3 mm, coincidente com a magnitude da microescala da turbulência a um gradiente de  $40 \text{ s}^{-1}$ . A partir deste tamanho uma análise comparativa das equações (9) e (12) mostra que a floculação laminar passa a ser mais rápida do que a floculação turbulenta a  $G \geq 40 \text{ s}^{-1}$ .

Por outro lado, a turbulência, a partir de determinado tamanho do floco, passa a ser prejudicial ao crescimento dos flocos, aumentando as forças de erosão e de quebra de flocos.

Kaufman e colaboradores (7) propuseram um modelo para explicar a quebra de flocos, no qual dois diferentes mecanismos agem diferentemente: a) erosão das partículas primárias da superfície externa do floco, e b) a fratura do floco formando grumos de menor tamanho. Em seu estudo distinguem dois distintos mecanismos de turbulência para flocos que são maiores ou menores que a microescala de turbulência.

Foram deduzidas expressões para o diâmetro máximo estável do floco  $d_s$ , acima do qual os flocos são instáveis e sujeitos à ruptura. Flocos iguais ou menores que  $d_s$  são estáveis.

A expressão obtida tem a forma geral

$$d_s = C/G_m \quad (13)$$

Na equação acima,  $C$  é um coeficiente de dureza de floco, e  $m$  é um expoente-função do mecanismo de ruptura e de regime do fluxo.

Para a erosão dos flocos maiores que a microescala  $\lambda$ , Parker et al. obtiveram o valor  $m = 2$  na equação (13); para flocos menores que  $\lambda$ , ou em condições de fluxo laminar,  $m = 1$ . Portanto, em fluxo laminar o efeito da erosão dos flocos será muitas vezes menor do que em condições de turbulência, permitindo a produção de um floco estável de maior tamanho.

Para a fratura dos flocos em ambas as faixas de microescala  $m = 1/2$  na equação (13).

Desta discussão, pode-se chegar às seguintes conclusões:

a) A velocidade de formação de flocos é acelerada por uma turbulência elevada inicial, seguida por um período final de turbulência reduzi-

da ou, preferencialmente, em regime laminar.

b) A estabilidade de tamanho dos flocos e o seu máximo diâmetro são também influenciados favoravelmente pelo procedimento anterior.

### 3 Floculadores laminares ou tubulares

Uma aplicação dos princípios de floculação laminar que começa a ter um interesse crescente é o fluxo em tubos de pequeno diâmetro, o que pode ser uma alternativa vantajosa em substituição aos ensaios convencionais de jar-test para a determinação das dosagens de sulfato de alumínio nas estações de tratamento. As características que o tornam vantajoso sobre os aparelhos convencionais incluem: a) usa pequenos volumes (vazões) da água a ser tratada; b) são aparelhos de fluxo contínuo; c) respondem facilmente a mudanças nas dosagens de coagulante, porquanto permitem flocular em menor tempo; d) permitem reproduzir facilmente o número de Camp GT da própria estação.

Tem-se observado que o fluxo através de tubos de pequeno diâmetro realiza a floculação em regime laminar, sendo válida a equação de Poiseuille. Nestas condições, o gradiente de velocidade não é uniforme sendo um parabolóide de revolução, apresentando um valor máximo próximo às paredes do tubo e nulo em seu eixo longitudinal.

Substituindo a expressão da perda de carga dada na equação de Poiseuille.

$$h = 32 \frac{\mu L v}{gd^2}$$

na equação (1) de Camp e Stein, resulta

$$G = \sqrt{32 \frac{v}{d}} \quad (14)$$

ou

$$GT = 5,66 \frac{L}{d} \quad (15)$$

onde

$v$  = velocidade média no tubo

$d$  = diâmetro do tubo

$L$  = comprimento do tubo.

A equação (15) mostra que em floculadores laminares o número de Camp GT, parâmetro que determina a eficiência de um dado floculador, é

constante e depende apenas das características geométricas, diâmetro e comprimento, dos elementos tubulares.

Neste tipo de aparelho, o tempo de floculação pode ser diminuído aumentando-se  $G$  (ou a vazão). Até que ponto se pode aumentar o gradiente de velocidade é um ponto que deve ser estudado. Pesquisas já realizadas (9) levam a crer que valores tão elevados como  $150$  ou  $200 \text{ s}^{-1}$  parecem não produzir efeitos adversos na floculação laminar.

#### 4 Efeito da compartimentação — Vantagens dos floculadores hidráulicos

Kaufman et al. (3), a partir da equação [9] de Smoluchowski e considerando um tanque de floculação como um reator em série de fluxo contínuo com  $m$  câmaras, demonstraram que

$$\frac{N_o}{N_m} = \left( 1 + \eta \phi G \frac{T}{m} \right)^m \quad [16]$$

onde

$N_o$  e  $N_m$  = concentrações de partículas primárias na água bruta e no efluente de câmara  $m$ , respectivamente

$\eta$  = constante

$\phi$  = fração de volume de sólidos totais, inclusive de coagulantes, em relação ao volume de fluido

$G$  = gradiente de velocidade

$T$  = tempo total de floculação

$m$  = número de câmaras de floculação em série.

A equação acima mostra claramente que uma dada eficiência pode ser obtida a tempos cada vez menores à medida que se aumenta o número de câmaras de floculação em série. Por razões de ordem prática e econômica, o número de câmaras de floculação mecânica geralmente não passa de umas quatro unidades. Desse modo, o tempo de floculação pouco ou nada se reduz dos 30 ou 40 minutos comumente adotados nos projetos de floculadores mecânicos.

Por outro lado, o grande número de canais ou compartimentos entre as chicanas nos floculadores hidráulicos permite esperar uma bem mais elevada eficiência de acordo com a equação de Kaufman. Em vista disso o tempo de detenção nos floculadores hidráulicos pode ser reduzido a 2/3 ou mais do tempo necessário a um floculador mecânico.

#### 5 Floculadores em meios porosos

Uma aplicação que combina tanto o efeito de compartimentação quanto os decorrentes do regime laminar é a floculação em meio granular ou poroso, cujo dimensionamento apresenta-se a seguir.

Explicando  $T$  na equação (16) resulta

$$T = \frac{m}{\text{kg}} \left[ \left( \frac{N_o}{N_m} \right)^{1/m-1} \right] \quad (17)$$

Um floculador em meio poroso, em pedras, por exemplo, pode ser considerado como um floculador hidráulico com um número muito grande de câmaras e o tempo de floculação necessário a se obter um resultado preestabelecido  $N_o/N_m$  tende ao valor limite

$$T = \lim_{m \rightarrow \infty} \frac{m}{\text{kg}} \left[ \left( \frac{N_o}{N_m} \right)^{1/m-1} \right] \quad (18)$$

ou

$$T = \frac{1}{\text{kg}} \ln \left( \frac{N_o}{N_m} \right) \quad (19)$$

Em projetos importa saber a quanto se poderia fixar o tempo de floculação para se obter uma dada eficiência  $1 - N_m/N_o$ . Isto se pode avaliar através de resultados de "jar-tests". Sob idênticas condições, sendo  $T$  o tempo mínimo teórico na floculação em meio granular e  $\phi$  o tempo de floculação no ensaio de jar-test necessário a se alcançar o mesmo resultado, têm-se

● floculação no meio poroso

$$T = \frac{1}{\text{kg}} \ln \left( \frac{N_o}{N_m} \right) \quad (20)$$

● ensaio de jar-test

$$\Theta = \frac{1}{\text{kg}} \left( \frac{N_o}{N_m} - 1 \right) \quad (21)$$

Dividindo a equação (21) pela (22), vem

$$\frac{T}{\Theta} = \frac{\ln \frac{N_o}{N_m}}{\frac{N_o}{N_m} - 1} \quad (22)$$

demonstrando-se assim que o tempo necessário para flocular em um meio granular será sempre uma fração do tempo de floculação fixado nos ensaios de coagulação, porquanto sendo

$N_o/N_m > 1$  resulta sempre  $\ln N_o/N_m < N_o/N_m - 1$ .

Por exemplo, em uma série de ensaios de coagulação ("jar-tests") realizados a um tempo constante de  $\Theta = 15$  minutos, obtiveram-se os seguintes resultados

- turbidez média da água bruta  $N_o = 44$  UNT
- turbidez média remanescente na água floculada  $N_m = 3,5$  UNT

O tempo necessário em um floculador granular para obter a mesma eficiência que os ensaios de coagulação seria

$$\frac{T}{15} = \frac{\ln \frac{44}{3,5}}{44 - 3,5} = \frac{2,53}{12,57} = 0,22$$

ou

$$T = 0,22 \times 15 = 3,3 \text{ minutos}$$

Resulta, portanto, um tempo bastante curto, confirmado em algumas experiências realizadas na América Latina em cooperação com o Cepis (8, 9). As vantagens técnicas e econômicas são evidentes. No caso do exemplo, utilizando-se pedras com uma porosidade de 0,40, o tanque de floculação seria dimensionado para um tempo de detenção de somente  $3,3 \div 0,4 = 8,25$  minutos.

A figura 1 mostra a influência que tem o número adimensional  $GT$  na eficiência da floculação, não sendo recomendável adotar-se valores inferiores a 15.000. O material granular nas estações estudadas apresentava características semelhantes e o mesmo tempo de floculação, a diferença estando nos gradientes de velocidade médios adotados. A maior  $G$ , maior  $GT$  e melhores resultados. Ainda persiste a dúvida de qual seria o máximo gradiente de velocidade suportável em condições de regime laminar.

Os gradientes de velocidade em um floculador em meio granular podem ser calculados pela equação

$$G = \sqrt{\frac{\gamma V J}{\mu \epsilon}} \quad (23)$$

sendo

$V$  = a velocidade frontal ("face velocity"  $V = \frac{Q}{A}$ ), m/s

$J$  = perda de carga unitária no meio poroso

$\epsilon$  = porosidade do meio

Se o fluxo é laminar seguindo a lei de Darcy

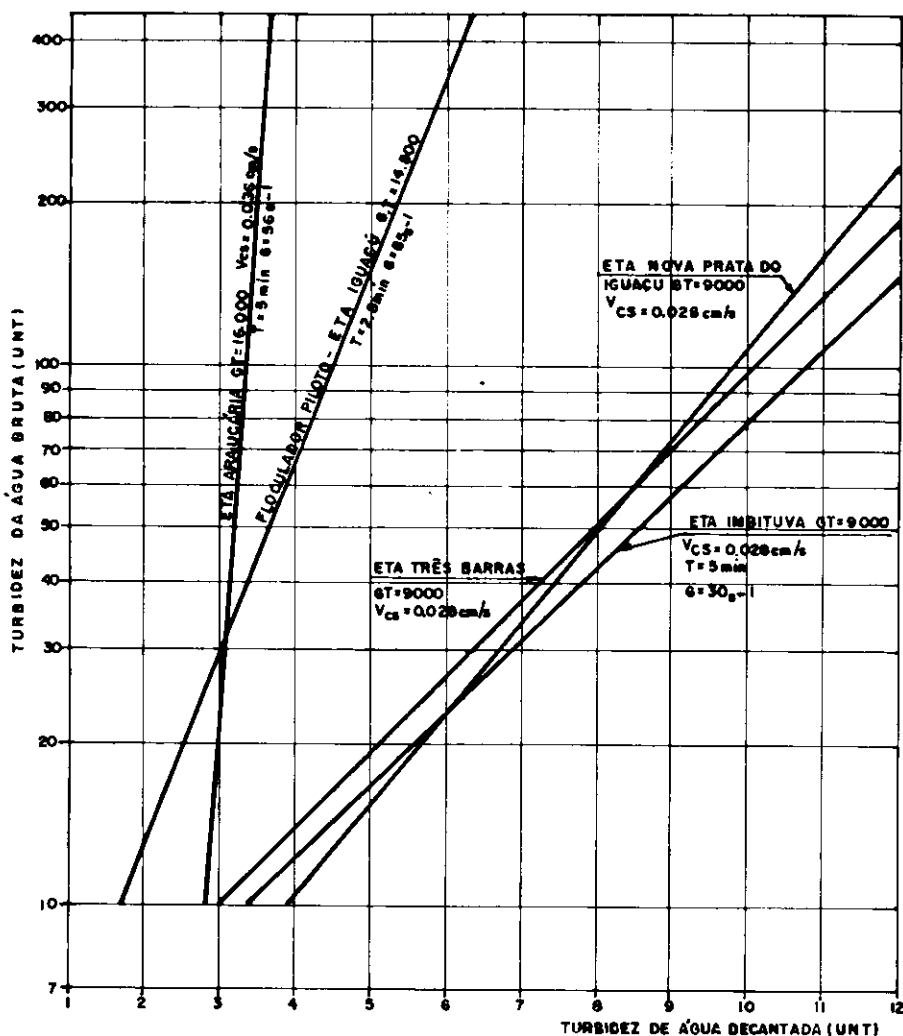


Fig. 1 — Floculadores de pedras. Influência do número de Camp. GT na floculação

$$J = \frac{5 \mu V (1-\epsilon)^2}{g \epsilon^3} \left( \frac{6}{D} \right)^2 \quad (24)$$

onde D é o tamanho representativo do grão. Substituindo em (23), resulta

$$G = 13,4 \cdot \frac{1-\epsilon}{\epsilon^2} \cdot \frac{V}{D} \quad (25)$$

ou

$$G = 13,4 \cdot \frac{1-\epsilon}{\epsilon^2} \cdot \frac{L}{D} \quad (26)$$

onde L é a extensão ou a altura da coluna do reator, equação que mostra que, se o fluxo é laminar, os gradientes de velocidade independem da temperatura do fluido, e são função apenas das características e da geometria do floculador.

Já é perfeitamente conhecido que a lei de Darcy é válida somente a valores muito baixos do número de Rey-

nolds, devendo ser substituída pela de Forchheimer

$$J = aV + bV^2 \quad (27)$$

para valores mais elevados do número de Reynolds, mas ainda em regime laminar, com as forças de viscosidade e de inércia atuando simultaneamente.

Os coeficientes a e b podem ser estimados em função das características granulométricas do material através das seguintes expressões

$$a = \frac{0,162 (1-\epsilon)^2}{\phi^2 D^2 \epsilon^2} \quad (28)$$

$$b = \frac{0,081 (1-\epsilon)}{\phi D \epsilon^2} \quad (29)$$

nos quais  $\phi$  é o fator de forma cujos valores característicos são apresentados como guia com os valores característicos da porosidade, na tabela 1. O diâmetro dos grãos deve ser dado em mm e a velocidade na equação (27) em cm/s.

Tabela 1 — Fatores de forma e porosidade de materiais granulares típicos

Descrição	Fator de forma ( $\phi$ )	Porosidade ( $\epsilon$ )
esféricos	1,00	0,38
arredondados	0,98	0,38
desgastados	0,94	0,39
agudos	0,81	0,40
angulares	0,78	0,43
triturados	0,70	0,48

O meio poroso não necessariamente tem de ser a pedra, cuja baixa porosidade demanda volumes relativamente grandes para períodos de detenção pequenos. Podem ser utilizados recheos para reatores de coluna, como, por exemplo, os de tipo "Pall Ring", que apresentam cerca de 91% de porosidade. A perda de carga unitária, para o cálculo dos gradientes de velocidade, pode ser calculada por

$$J = 2,2 \left( \frac{\mu V}{\gamma D^3} \right)^{1/2} + 1,8 \left( \frac{V^2}{gD} \right)^{1/2} \quad (30)$$

## 6 Floculação em malhas

### 6.1 Introdução

O uso de telas tem sido geralmente restrito à função de filtração grossa na remoção de corpos flutuantes ou em suspensão de dimensões relativamente grandes em tomadas de água e na entrada de estações de tratamento de esgotos. Com tal finalidade, geralmente são empregadas malhas com aberturas que variam entre 2 e 20 mm, de arame de aço galvanizado ou aço inoxidável, ou de fios de náilon.

Uma aplicação particularmente interessante foi usada pela primeira vez, em 1960, pelo eng. Thomas M. Riddick (10), na floculação da água. Ele projetou um floculador mecânico, no qual as paletas foram substituídas por uma tela de arame com um espaçamento da malha de aproximadamente 5 cm. Sua idéia era aumentar a taxa de colisões entre flocos e entre colóides e flocos através de um aumento extraordinário na superfície de cisalhamento. Este tipo de aparelho gera uma distribuição de gradientes de velocidade mais uniforme e de maior intensidade na massa líquida, possibilitando uma redução substancial no tempo de floculação.

Entretanto, por falta de métodos e critérios simples e bem definidos de dimensionamento, este eficiente dis-

positivo de floculação foi esquecido por quase duas décadas, não tendo sido utilizado em outros projetos a não ser os do próprio Riddick e, recentemente, em 1979, pela Sanepar, no projeto de ampliação da estação de tratamento do rio Iguaçu, em Curitiba (11).

Para isso é necessário que se desenvolva um método de cálculo dos gradientes de velocidade nas telas, sem o que não se teria como avaliar a influência de tais dispositivos na formação e/ou na conservação dos flocos.

## 6.2 Hidráulica do fluxo através das telas

### 6.2.1 Parâmetros geométricos

Em uma tela de malha quadrada, a porosidade é calculada por

$$\epsilon = (1 - nd)^2 \quad (31)$$

onde  $n$  é o número de fios de diâmetro  $d$  por unidade de comprimento da tela.

### 6.2.2 Perda de carga

A figura 2 representa o comportamento da linha piezométrica em um canal ou canalização onde se interpõe uma tela perpendicularmente às linhas de fluxo. Há uma perda de carga súbita no plano da tela, indicando uma resistência ao fluxo bem mais elevada que a devida às paredes do canal (perda contínua).

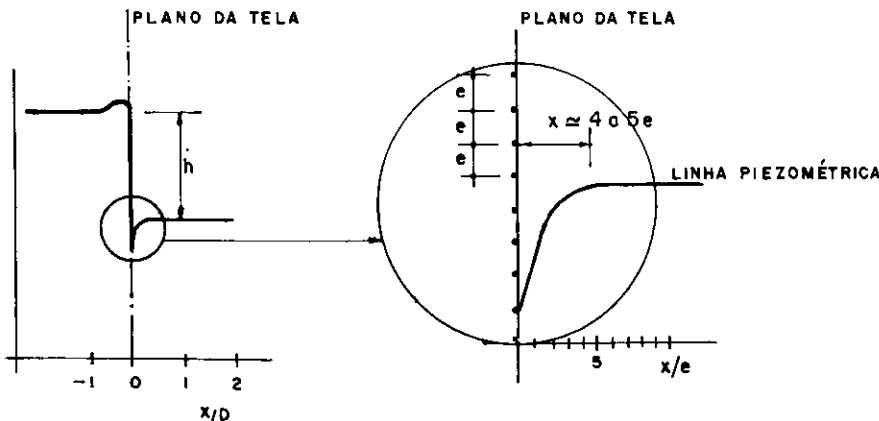


Fig. 2 — Perda de carga nas telas

A perda de carga através da tela é dada por

$$h = K \frac{V^2}{2g} \quad (32)$$

onde  $V$  é a velocidade média de aproximação no canal e  $K$  é o coeficiente de perda de carga, cujo valor é função das características geométricas da tela e do número de Reynolds referido ao diâmetro da malha

$$(Re)_a = \frac{Vd}{\nu} \quad (33)$$

A figura 3 representa configurações típicas da variação do coeficiente  $K$  em função do número de Reynolds em telas de diferentes porosidades.

Verifica-se que, para valores elevados da porosidade e para números de Reynolds  $(Re)_a$  superiores a 500, o coeficiente de perda de carga pode ser calculado pela expressão

$$K = 0,55 \frac{1 - \epsilon^2}{\epsilon^2} \quad (34)$$

### 6.2.3 Gradiente de velocidade nas telas

A equação (1) pode ser escrita

$$G = \sqrt{\frac{\gamma Q h}{\mu Vol}} \quad (35)$$

onde

$\gamma$  = peso específico da água

$Q$  = vazão

$h$  = perda de carga na passagem através da tela

$Vol$  = volume de líquido onde é dissipada a energia hidráulica.

Pode-se admitir, de um modo simplificado, que a energia hidráulica necessária a vencer a passagem da água pela tela é quase integralmente dissipada entre o plano da tela e uma dis-

tância a jusante aproximadamente igual a quatro ou cinco vezes o espaçamento "e" entre os fios, distância essa correspondente à recuperação da linha de energia. Assim, o volume líquido onde é dissipada a energia hidráulica seria de aproximadamente

$$Vol = 4 A \cdot e \quad (36)$$

sendo  $A$  a área da seção transversal do canal ou canalização onde é colocada a tela.

Substituindo (36) em (35) e, sendo

$$Q = A \cdot V \text{ e } h = K \frac{V^2}{2g}, \text{ resulta}$$

$$G = \sqrt{\frac{\gamma}{8g\mu} \cdot \frac{K}{e} \cdot V^3} \quad (37)$$

ou

$$G = \sqrt{\frac{1}{6\nu} \cdot \frac{K}{e} \cdot V^{1,5}} \quad (38)$$

A temperatura de 20°C, será

$$G = 350 \sqrt{\frac{K}{e} V^{1,5}} \quad (39)$$

nas unidades do sistema técnico.

## 6.3 Emprego das telas como dispositivos de floculação

### 6.3.1 Trabalhos prévios

Riddick, quando propôs pela primeira vez o uso de telas em equipamentos de floculação, pretendeu aumentar a taxa de colisões entre flocos e partículas, através de um aumento considerável das superfícies de cisalhamento hidrodinâmico, acelerando, assim, o processo de floculação. É evidente que, com isso, pode-se reduzir consideravelmente o período de detenção necessário à floculação, como atestam experiências preliminares realizadas recentemente na Colômbia, por Arboleda e Snel (6).

O floculador de Riddick consistia de quatro câmaras em série, como mostra a figura 4, dotadas de agitadores rotativos do eixo horizontal. Riddick encontrou que as velocidades tangenciais ótimas eram de 24, 18, 12 e 6 cm/s, bem menores que a maioria dos equipamentos convencionais. Este floculador aparenta ter sido construído com arames de 1/4" (0,6 cm) formando malhas de 2" (5 cm).

Calculando os gradientes de velocidade pela fórmula (10), em função destes elementos geométricos e tomando para a velocidade efetiva a resultante do vetor velocidade tangencial ao longo de um dos braços do floculador, chega-se aos seguintes valores aproximados que, supostamente, teriam sido aplicados ao floculador de Riddick.

1.ª câmara	$G \approx 100 \text{ s}^{-1}$
2.ª câmara	$G \approx 70 \text{ s}^{-1}$
3.ª câmara	$G \approx 40 \text{ s}^{-1}$
4.ª câmara	$G \approx 15 \text{ s}^{-1}$

Visando obter informações preliminares sobre a floculação em telas, Arboleda e Snel (6) realizaram experiências intercalando telas nos canais de um floculador de chicanas, tendo de-

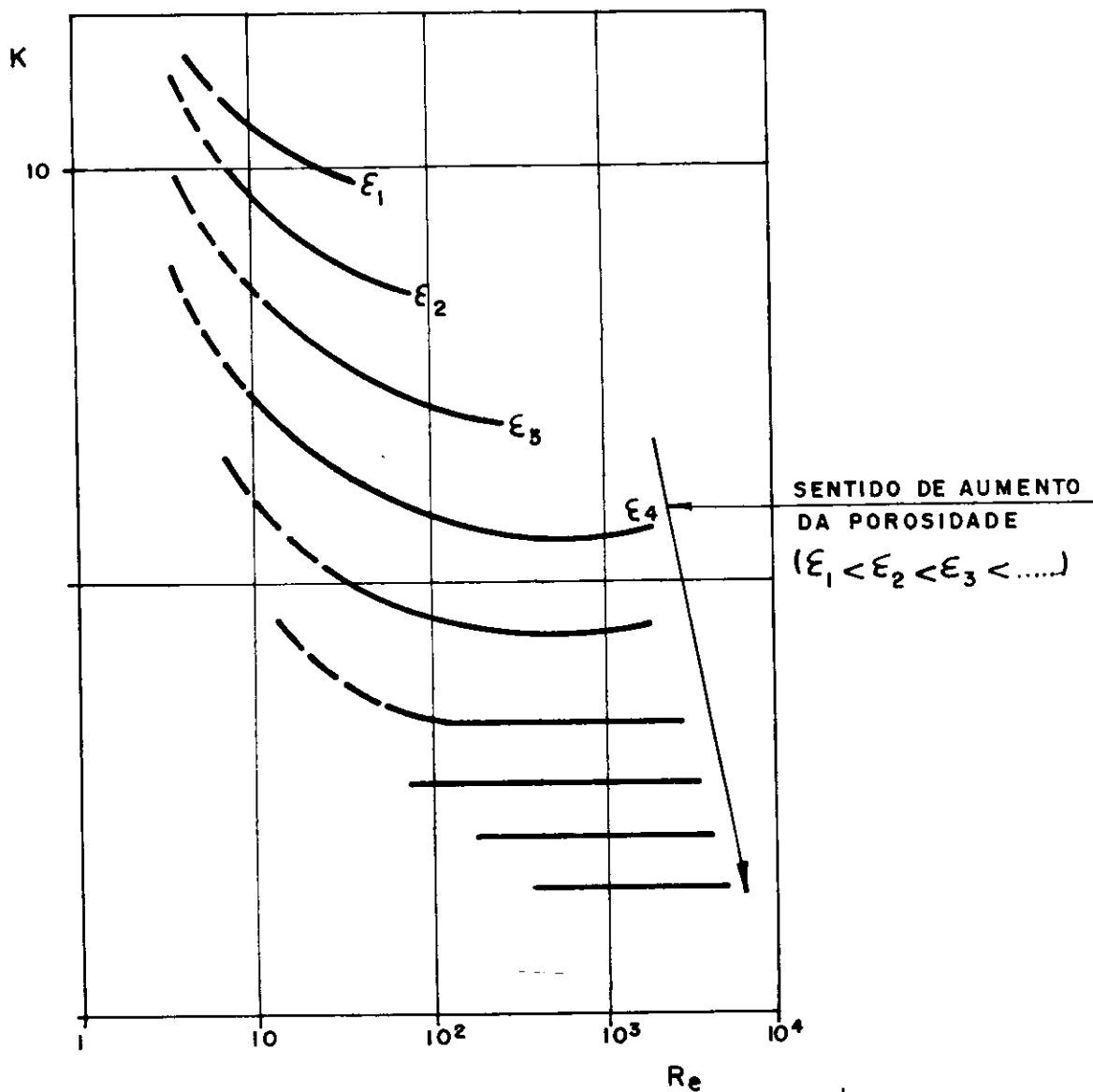


Fig. 3 — Variação de K com Re

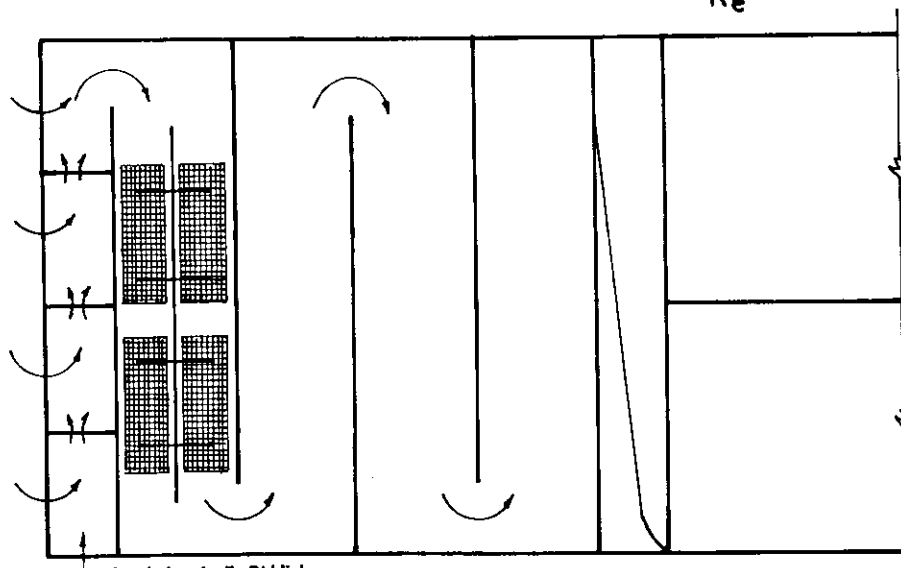


Fig. 4 — Floculador de T. Riddick

monstrado claramente que ocorre a floculação na esteira turbulenta das malhas, e que esta floculação depende essencialmente das características geométricas da tela e da velocidade do fluxo. Verificaram, além disso, que:

- malhas pequenas ( $e \approx 1$  mm) tendem a romper o floco muito rapidamente;
- a velocidade ótima de floculação parece estar entre 2 e 5 cm/s;
- o período de detenção necessário

para a floculação parece reduzir-se apreciavelmente com uma boa geometria de malhas ( $e = 1$  a 2 cm).

Os resultados dessas experiências podem, também, ser explicados pela fórmula (39). Uma tela de 1 mm de malha com fios de 0,2 mm de diâmetro, por exemplo, vai produzir um gradiente de velocidade superior a  $300 \text{ s}^{-1}$  a uma velocidade de 10 cm/s, o que explica a ruptura dos flocos em malhas desta ordem de grandeza. Por outro lado, em uma tela de 1 cm de malha, com fios de 1,5 mm, o gradiente será da ordem de  $30 \text{ s}^{-1}$  à velocidade de 5 cm/s e  $10 \text{ s}^{-1}$  à velocidade de 2 cm/s.

### 6.3.2 Efeito da compartimentação

As telas intercaladas em um canal opõem uma resistência localizada ao fluxo, tendendo a uniformizá-lo, reduzindo a incidência de curtos-circuitos e, assim, atuando como elementos de compartimentação. Há, dessa forma, uma possibilidade real de redução do período de detenção necessário à floculação.

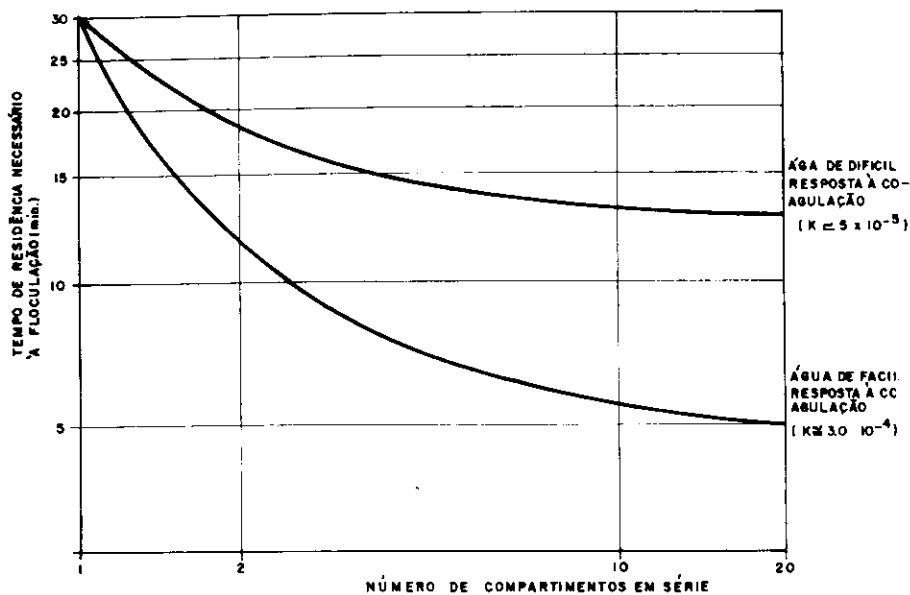


Fig. 5 — Influência da compartimentação no período de detenção necessário à floculação

Sem considerar a erosão e a quebra de flocos, um modelo simplificado da floculação em um tanque com  $m$  câmaras em série pode ser representado por (ver item 4).

$$\frac{N_0}{N_m} = \left(1 + k \frac{T}{m}\right)^m \quad (40)$$

onde  $k = \eta \Phi$  é uma constante do sistema, com um valor usual ao redor de  $10^{-4}$ . Águas que floculam com facilidade apresentam valores mais elevados da constante  $K$ . O contrário, com águas de coagulação difícil.

A figura 5 foi traçada aplicando-se a equação (40) para duas condições extremas de coagulação. Uma resposta fácil à coagulação, como as águas do rio Iguaçu, e uma difícil resposta à coagulação, como as águas do rio Iraí, ambas em Curitiba. Verifica-se que, na pior das hipóteses, haveria a possibilidade de reduzir o tempo de floculação a cerca da metade do período de detenção necessário a um tanque ou canal sem compartimentação, intercalando-se umas dez telas em série.

### 6.3.3 Aplicação e recomendações

As telas podem ser utilizadas em qualquer elemento da estação de tratamento para produzir um gradiente de velocidade desejado. Se intercaladas no canal ou canalização de chegada de água bruta, vão produzir a turbulência necessária à mistura rápida dos produtos químicos. Podem substituir as paletas de um floculador mecânico, que, além de otimizar a floculação, podem passar a operar em menor velocidade, prolongando a sua vida útil.

Instaladas em trechos retos de canais de floculação hidráulica, onde o gradiente é geralmente muito baixo,

vão gerar gradientes mais adequados melhorando a floculação e permitindo um menor período de detenção, seja por uma taxa mais elevada de colisões entre as partículas, devido ao aumento da superfície de cisalhamento (efeito da viscosidade), seja pelo efeito da compartimentação.

Nas experiências de laboratório já realizadas, verificou-se que o diâmetro do fio da malha tende a limitar o tamanho do floco, como se o cortasse, mesmo a gradientes baixos. Este efeito negativo deixa de ser sensível a fios com diâmetro da ordem de 3 a 4 vezes o máximo diâmetro do floco, ou seja, 3 ou 4 mm.

O uso de malhas e de fios de pequeno diâmetro deve, portanto, ficar restrito à mistura rápida ou ao início de floculação quando o floco ainda não atingiu tamanhos significativos. Após isso, deve-se dar preferência a malhas e fios de maior diâmetro, que produzam os gradientes desejados sem provocar a ruptura dos flocos.

Está demonstrado que as telas são dispositivos econômicos e eficientes de floculação, com inúmeras e promissoras possibilidades de emprego em novos projetos e principalmente na ampliação e otimização de estações existentes.

Foi demonstrado que o gradiente de velocidade numa tela é função da velocidade do fluxo e das características geométricas da tela, tais como o espaçamento e o diâmetro dos fios da malha. Lidando com os elementos geométricos da tela, poder-se-ão obter valores adequados do gradiente de velocidade para uma dada velocidade no canal, podendo-se adotar velocidades mais elevadas, como 10 a 30 cm/s, por exemplo, a fim de prevenir uma sedimentação excessiva no floculador.

Os estudos já realizados permitem uma previsão qualitativa de que é pos-

sível uma redução considerável no tempo de floculação podendo resultar em substancial economia na realização de obras de ampliação ou de novas instalações. Por outro lado, em unidades deficientes poder-se-á melhorar sensivelmente a qualidade da água tratada.

Do ponto de vista prático é fácil instalar telas em qualquer elemento de um canal ou tanque de floculação, seja com dispositivo hidráulico ou mecânico de floculação.

Os trabalhos até então realizados não permitem chegar a conclusões definitivas sobre o emprego das telas em estações de tratamento, porém são suficientes para permitir a aplicação prática desses dispositivos, com relativa segurança quanto aos resultados esperados. A continuação dos estudos em andamento e o recolhimento de informações em instalações onde forem instalados tais dispositivos permitirão, em breve tempo, a consolidação e a generalização de seu uso, certamente com excelentes vantagens econômicas e operacionais.

## 7 Referências

- IVES, K. J. — *The Scientific Basis of Flocculation*, Nato Advanced Study Institutes Series. Serie E: Applied Science n.º 27. Sijthoff & Noordhoff, 1978.
- HUDSON, H. E. — *Physical Aspects of Flocculation*. Journal AWWA 57, 1965.
- HARRIS, H. S., W. J. KAUFMAN, & R. B. KRONE — *Orthokinetic Flocculation in Water Purification*, J. Sanit. Eng. Div., ASCE, vol. 92, 1966.
- CAMP, T. R. — *Flocculation and Flocculation Basins*. Transc. ASCE, vol. 120, feb. 1955.
- RICHTER, C. A. — *Fundamentos Teóricos da Floculação em Meio Granular*. Revista Engenharia, São Paulo, 1981.
- SNEL, H. e ARBOLEDA VALENCIA, J. — *Influência de la Escala de Turbulencia en el Proceso de Floculation del Agua*. Separata da Revista Acodal, Bogotá, Colômbia, dez. 1982.
- PARKER, D. S., KAUFMAN, W. J., JENKIS, D. — *Floc breakup in turbulent flocculation processes*, J. San. Eng. Div. ASCE, 98, SA 1, 79, 1972.
- RICHTER, C. A. & MOREIRA R. B. — *Floculadores de Pedras: Experiências em Filtro-Piloto* — Sanepar, Curitiba, Brasil, 1980.
- RICHTER, C. A. — *Estação de Tratamento de Água para Pequenas Comunidades*. Avaliação da Estação de Tratamento de Água de Araucária. Sanepar, Brasil, 1980.
- RIDDICK, T. M. — *Apostila do Curso "Advanced Technologies on Water Clarification"*, Universidade Central da Venezuela/OPS — setembro de 1969.
- COMPANHIA DE SANEAMENTO DO PARANÁ-SANEPAR — *Projeto de Ampliação da Estação de Tratamento do Iguaçu* — Engrs. Carlos Alfredo Richter e Clodoaldo dos Santos Balkowski — Curitiba — nov. 1979.
- WARD-SMITH, J. A. — *Internal Fluid Flow* — Clarendon Press, Oxford, 1980.