

CAPÍTULO 6

FLOCULACIÓN

Ing. Lidia de Vargas

El objetivo principal de la floculación es reunir las partículas desestabilizadas para formar aglomeraciones de mayor peso y tamaño que sedimenten con mayor eficiencia.

1. MECÁNICA DEL PROCESO

Normalmente, la floculación se analiza como un proceso causado por la colisión entre partículas. En ella intervienen, en forma secuencial, tres mecanismos de transporte:

- 1) Floculación pericinética o browniana. Se debe a la energía térmica del fluido.
- 2) Floculación ortocinética o gradiente de velocidad. Se produce en la masa del fluido en movimiento.
- 3) Sedimentación diferencial. Se debe a las partículas grandes, que, al precipitarse, colisionan con las más pequeñas, que van descendiendo lentamente, y ambas se aglomeran.

Al dispersarse el coagulante en la masa de agua y desestabilizarse las partículas, se precisa de la floculación pericinética para que las partículas coloidales de tamaño menor de un micrómetro empiecen a aglutinarse. El movimiento browniano actúa dentro de este rango de tamaño de partículas y forma el microfloculo inicial. Recién cuando este alcanza el tamaño de un micrómetro empieza a actuar la floculación ortocinética, promoviendo un desarrollo mayor del microfloculo. Este mecanismo ha sido estudiado en lugares donde la temperatura baja alrededor de cero grados, rango dentro del cual el movimiento browniano se anula y, por consiguiente, también lo hace la floculación pericinética. En este caso, se comprobó que la floculación ortocinética es totalmente ineficiente y no tiene importancia alguna sobre partículas tan pequeñas.

Bratby (1) encontró que si los gradientes de velocidad en el agua son mayores de 5 s^{-1} y las partículas tienen un diámetro mayor de un micrómetro, el efecto de la floculación pericinética es despreciable.

Por otro lado, el proceso de floculación pericinética solo es sumamente lento. Se precisan alrededor de 200 días para reducir a la mitad un contenido de 10.000 virus/mL en una muestra de agua.

Por lo tanto, la aglomeración de las partículas es el resultado de la actuación de los tres mecanismos de transporte mencionados más arriba.

2. TEORÍA BÁSICA

Las primeras teorías sobre la cinética de la floculación fueron desarrolladas por Smoluchowski (2,3), quien derivó las expresiones básicas para la frecuencia de colisión de las partículas bajo el efecto del movimiento browniano y en régimen de flujo laminar, y desarrolló la siguiente expresión, que es representativa de la floculación pericinética.

$$J = 1/6 \cdot n_1 \cdot n_2 \cdot (d_1 + d_2) \cdot \frac{dV}{dZ} \quad (1)$$

donde:

- J = número de colisiones entre las partículas
- n_1 = concentración de partículas de diámetro (d_1)
- n_2 = concentración de partículas de diámetro (d_2)
- $\frac{dV}{dZ}$ = energía desarrollada en el proceso

Camp y Stein (4) fueron los primeros en determinar que para fines prácticos, era necesario añadirle turbulencia al proceso y generalizaron la ecuación de Smoluchowski para incluir las condiciones de flujo turbulento. Así, de acuerdo con la expresión de Camp y Stein, la frecuencia de colisiones está expresada por la siguiente ecuación:

$$H_{ij} = 4/3 \cdot n_i \cdot n_j \cdot R_{ij}^3 \cdot G \quad (2)$$

donde:

(H_{ij}) es el número de colisiones por unidad de tiempo y por unidad de volumen entre las partículas de radio (R_i) y (R_j) ; (n_i) y (n_j) son las concentraciones de las partículas colisionantes; (R_{ij}) es el radio de colisión $(R_i + R_j)$ y (G) es el gradiente de velocidad que, según ellos, es igual a:

$$G = \sqrt{\frac{\varepsilon}{\nu}} \quad (3)$$

donde:

(ε) = potencia total por unidad de volumen del fluido y
 (ν) = viscosidad cinemática.

La principal objeción a la expresión (2) se basa en el hecho de que esta ecuación fue deducida para condiciones de flujo laminar y que pierde mucho de su sentido físico cuando se la aplica a floculadores cuyo flujo es en su mayor parte turbulento, según expresaron los autores (4) y posteriormente Snel y Arboleda (5).

Gradientes de velocidad de una escala de longitud dada no contribuirán significativamente a la colisión de partículas más grandes o más pequeñas que esta escala. Así, el rígido modelo desarrollado por Smoluchowski para condiciones de flujo laminar no es enteramente aplicable a floculación turbulenta.

Otras alternativas fueron estudiadas por Frisch (6), Levich (7), y Saffman y Turner (8), quienes desarrollaron expresiones estrictamente formuladas para flujo turbulento.

$$J = 12 \pi \beta n_1 n_2 R_{1-2} G \quad (\text{Levich}) \quad (4)$$

$$J = 1,3 R^2 n_1 n_2 G \quad (\text{Turner}) \quad (5)$$

Los dos últimos autores llegaron a expresiones que, excepto por las constantes numéricas, son equivalentes a la ecuación (2). El supuesto básico era que las partículas involucradas son mucho más pequeñas que la más pequeña escala de turbulencia, un supuesto que se encuentra fuertemente justificado en los sistemas de floculación encontrados en la práctica del tratamiento de las aguas.

A pesar de sus limitaciones teóricas, la ecuación (2) ha tenido amplia aplicación entre los ingenieros sanitarios y muchos investigadores la han encontrado válida bajo determinadas condiciones.

Formas integradas de la ecuación (2) para diferentes tipos de flujo fueron presentadas por Fair y Gemmell (9), Tambo (10), Swift y Friedlander (11), Wang (12) y otros.

Partiendo de la ecuación de Smoluchowski, Harris et al. (13) establecieron un modelo matemático para la velocidad de aglomeración de las partículas, admitiendo que el volumen de la partícula resultante es igual a la suma de los volúmenes de las partículas aglomeradas y que su densidad permanece constante. A la menor de las partículas agregadas se la llama *partícula primaria* y su concentración por unidad de volumen es (n_p). Una fracción de las partículas que colisionan se aglomera, otra no lo hace y otras se pueden desaglomerar, de acuerdo con las características de las partículas, del coagulante y del flujo (por ejemplo, estabilidad de los coloides, esfuerzos hidrodinámicos). En las ecuaciones que siguen se introducirá, por lo tanto, un coeficiente de aglomeración (n), que representa a la fracción del número total de colisiones realizadas con éxito. Los flocúlos restantes están constituidos por las partículas $i, j, k \dots$, cuyas concentraciones por unidad de volumen son $n_i, n_j, n_k \dots$ y sus radios, $i^{1/3}R, j^{1/3}R, k^{1/3}R \dots$

Inicialmente, para una suspensión dispersa, $t = 0$

$$\frac{dn_1}{dt} = -n \delta a^3 \frac{dv}{dy} \phi n_1 \quad (6)$$

donde:

(δ) es una función de la distribución de tamaños definida por:

$$\delta = \frac{\sum_{i=0}^{p-1} n_i [i^{1/3} + 1]^3}{\sum_{i=0}^p i n_i} \quad (7)$$

(a) es una relación entre el radio de colisión de un flóculo y su radio físico:

$$a = \frac{R_i R_j}{r_i i^{1/3} + j^{1/3}} \quad (8)$$

(ϕ) es una fracción del volumen del flóculo:

$$\phi = \frac{4}{3} \pi R_f^3 \sum_{i=1}^p i n_i \quad (9)$$

y, $\frac{dv}{dy}$ es el gradiente de velocidad

El tamaño máximo de los flóculos está limitado a un flóculo de orden (p). El modelo propuesto no permite la determinación del tamaño máximo del flóculo.

Un enfoque más simple fue tomado por Hudson (14), quien admite una distribución bimodal compuesta solamente por flóculos y partículas primarias cuyas variaciones de tamaño en cada grupo no son significativas.

En estas condiciones, $\delta = a = 1$ y la ecuación (6) se puede simplificar de la siguiente forma:

$$\frac{dn_1}{dt} = -\eta \cdot \frac{4}{3} n_F R_F^3 \cdot \frac{dv}{dy} \cdot n_1 \quad (10)$$

donde:

n_F y R_F son, respectivamente, el número de flóculos por unidad de volumen y el radio de cada flóculo.

Siendo:

(∇) el volumen total de flóculos y dv/dy el gradiente de velocidad medio, la ecuación (7) puede reescribirse del siguiente modo:

$$\frac{dn_1}{n_1} = -\eta \frac{G}{\pi} \nabla dT \quad (11)$$

cuya integración resulta en:

$$\frac{n_t}{n_1} = e^{-\eta \frac{vG}{\pi} T} \quad (12)$$

que es la ecuación de Hudson. En esta ecuación (n_1) representa el material en suspensión al inicio de la floculación ($t = 0$) y (n_t) representa la concentración remanente de partículas (número de flóculos) después de un tiempo (T). La conclusión más importante a que se llega mediante la ecuación de Hudson es que la velocidad de floculación depende del volumen total de flóculos y no del número ni del tamaño de las partículas primarias. La ecuación (8) se aplica a la decantación en manto de lodos.

Considerando al tanque de floculación como un reactor en serie con (m) número de cámaras, Harris et al. (13) demostraron que:

$$\frac{n_1}{n_m} = (1 + \eta \varphi G \frac{T}{m})^m$$

Donde (n_1) y (n_m) representan las concentraciones de las partículas en la primera cámara y en la cámara de orden (m), respectivamente, y (T), el tiempo total de floculación. La ecuación anterior muestra claramente que una eficiencia dada puede ser obtenida en tiempos cada vez menores a medida que aumenta el número de cámaras de floculación en serie.

Harris et al. (13) y Parker et al. (15) identifican dos formas de ruptura de los flóculos: (1) por erosión de las partículas primarias de la superficie de los flóculos y (2) por fractura del flóculo propiamente dicho, para formar un grupo de aglomerados floculentos de menor tamaño.

Para comprender el mecanismo de fragmentación de los flóculos, deben distinguirse dos modos de acción hidrodinámica de acuerdo con el tamaño de los flóculos, que pueden ser mayores o menores que la microescala de turbulencia:

$$\eta = (v^3 / \varepsilon)^{1/4} \quad (13)$$

donde:

- (ε) = función de la disipación de energía por unidad de masa del fluido y
- (v) = coeficiente de viscosidad cinemática

Tomando la ecuación de Camp y Stein:

$$G = \left(\frac{\varepsilon}{\nu} \right)^{1/2} \quad (14)$$

se puede estimar la microescala de turbulencia en función de G :

$$\eta = \left(\frac{\nu}{G} \right)^{1/2} \quad (15)$$

Es útil estimar la microescala de turbulencia para algunos valores de (G) usualmente aplicados al agua en la floculación. Por ejemplo:

Para $G = 70 \text{ s}^{-1}$, $\eta = 0,13 \text{ mm}$

Para $G = 30 \text{ s}^{-1}$, $\eta = 0,2 \text{ mm}$

Para $G = 5 \text{ s}^{-1}$, $\eta = 0,5 \text{ mm}$

Para flóculos menores que (η), la fragmentación no es significativa y sería causada por remolinos en la zona de flujo laminar, donde la disipación de energía se realiza por efecto de la viscosidad; los flóculos mayores que (η) son rotos por acción de la turbulencia con disipación de energía por efecto de la inercia.

El máximo tamaño estable de un flóculo será:

$$d = \frac{C}{G^n} \quad (16)$$

donde:

C = coeficiente que depende de las propiedades de los flóculos y del agua

G = gradiente medio de velocidad, y

n = exponente que depende del modo en que se rompen los flóculos y de la escala de turbulencia que causa su fragmentación:

$n = 2$, para la erosión de flóculos mayores que (η)

$n = 1$, para la erosión de flóculos menores que (η)

$n = 1/2$, para la ruptura de los flóculos, independientemente de su tamaño

Según Argaman y Kaufman (16), el modelo teórico de la floculación, en su forma más general, que combina los efectos de aglomeración y ruptura de flóculos, puede ser representado por:

$$\frac{dN}{dt} = (\text{función de aglomeración}) + (\text{función de ruptura}) \quad (17)$$

La función de aglomeración o tasa de crecimiento de los flóculos es definida por Argaman y Kaufman como:

$$\frac{dN_A}{dt} = K_A N G \quad (18)$$

N = concentración de partículas primarias (m^{-3})
 G = gradiente de velocidad (s^{-1})
 K_A = coeficiente de aglomeración

La función de ruptura puede ser escrita de la siguiente forma:

$$\frac{dN_B}{dt} = K_B N_o G^2 \quad (19)$$

N_o = concentración inicial de partículas primarias al entrar en el floculador (m^{-3})
 K_B = coeficiente de ruptura

Si reemplazamos (18) en la ecuación (17), esta se convierte en:

$$\frac{dN}{dt} = K_A N G + K_B N G^2 \quad (20)$$

o, integrando entre ($t = 0; N_o = N$) y ($t = T; N_t = N$), se tiene:

$$\frac{N_o}{N_t} = \frac{1 + K_A G T}{1 + K_B G^2 T} \quad (21)$$

Esta ecuación es válida para un reactor de una sola cámara.

Admitiendo que los coeficientes K_A y K_B se mantienen constantes en un tanque con m cámaras de floculación en serie (véase el cuadro 6.1), Argaman y Kaufman encontraron la siguiente expresión:

$$\frac{N_o}{N_m} = \frac{(1 + K_A G T/m)^m}{1 + K_B G^2 T/m \int_{i=0}^{m-1} (1 + K_A G T/m)^i} \quad (22)$$

donde N_m es la concentración de partículas que sale de la última cámara de floculación y T es el tiempo total promedio de floculación:

Cuadro 6-1. Valores de las constantes de aglomeración y ruptura (16)

Constantes	Paletas	Turbinas
K_A	$5,1 \times 10^{-5}$	$3,9 \times 10^{-5}$
K_B	$1,1 \times 10^{-7}$	$0,9 \times 10^{-7}$

El trabajo experimental llevado a cabo por Argaman y Kaufman (16) consistió en pruebas de floculación, mediciones del tamaño de los flóculos y de la turbulencia. En la figura 6-1 se puede apreciar una síntesis de los resultados obtenidos, que representa la ecuación (22), interpretada a continuación:

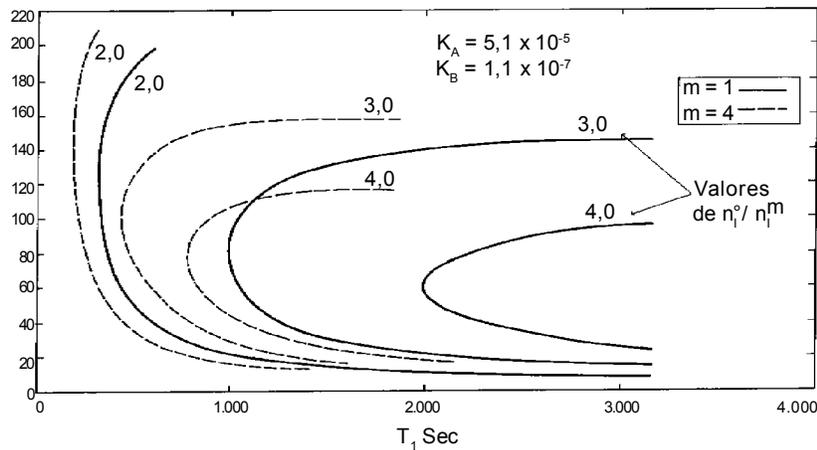


Figura 6-1. Relación entre G , T y m según la ecuación de Argaman y Kaufman

- 1) Los parámetros físicos que afectan directamente la eficiencia de un floculador son el tiempo de residencia, la compartimentalización y distribución, la potencia total desarrollada y las características del campo de turbulencia.
- 2) El efecto del espectro de turbulencia para un mecanismo de agitación dado puede expresarse mediante el gradiente de velocidad, un coeficiente de eficiencia de las paletas (K_A) y un coeficiente del espectro de energía (K_B).
- 3) Para un tiempo de residencia dado, la eficiencia se incrementa en forma casi lineal con el gradiente de velocidad hasta que este alcanza un valor máximo, más allá del cual cualquier incremento adicional resulta en una disminución de la eficiencia.
- 4) Para una eficiencia dada, existe un tiempo de residencia mínimo. El gradiente de velocidad asociado con este tiempo de residencia constituye un valor óptimo para una eficiencia dada, en el sentido de que cualquier otro valor, mayor o menor, dará como resultado una eficiencia menor.
- 5) La compartimentalización de un sistema de flujo continuo ejerce una influencia considerable en la eficiencia del floculador. En sistemas con igual magnitud de tiempo de residencia se obtendrá mayor eficiencia que en aquellos en que se ha incrementado el número de compartimentos del floculador.

Bratby et al. (17) demuestran que la relación equivalente para un ensayo de coagulación o un reactor en flujo de pistón (*plug flow*, $m = 0$) es la siguiente:

$$\frac{N_o}{N} = \left[\frac{K_B}{K_A} G - \left(\Sigma - \frac{K_B}{K_A} G \right) e^{-K_A G T} \right]^{-1} \quad (23)$$

Bratby et al. (17) han demostrado que el coeficiente de ruptura de flóculos K_B es dependiente del gradiente de velocidad.

$$K_B = k_1 \ln G + k_2 \quad (24)$$

donde k_1 y k_2 son constantes para una determinada agua.

El cuadro 6-2 muestra que K_A y K_B dependen de las propiedades fisicoquímicas del agua.

Cuadro 6-2. Constantes de floculación de acuerdo con la ecuación (14) (18)
(Coagulante: sulfato de aluminio)

Calidad del agua cruda	Valores de G estudiados s^{-1}	Coefficiente de aglomeración de flóculos $K_A \cdot (10)^4$	Coefficiente de ruptura de flóculos $K_B \cdot (10)^{-7}$	Referencia
Turb. artificial (25 mg/L)	15 - 200	0,51	1,10	Argaman y Kaufman (16)
Turb. artificial (40 UN)	40 - 222	2,5	3,5 ^a	Bratby et al. (17)
Turb. artificial (85 UN)	90	6,5	1,7	Richter (17)
Agua superficial (8 UN)	5 - 450	1,1	30,0	Hedberg (1970)
Agua superficial (80 UN)	30 - 80	1,1	0,7	Richter (1984)
Agua superficial (2,5 UN)	100	0,29	1,64	Bratby (1)
Agua superficial (5 UN)	20 - 90	0,16	0,53	Richter (17)

^a = valor promedio

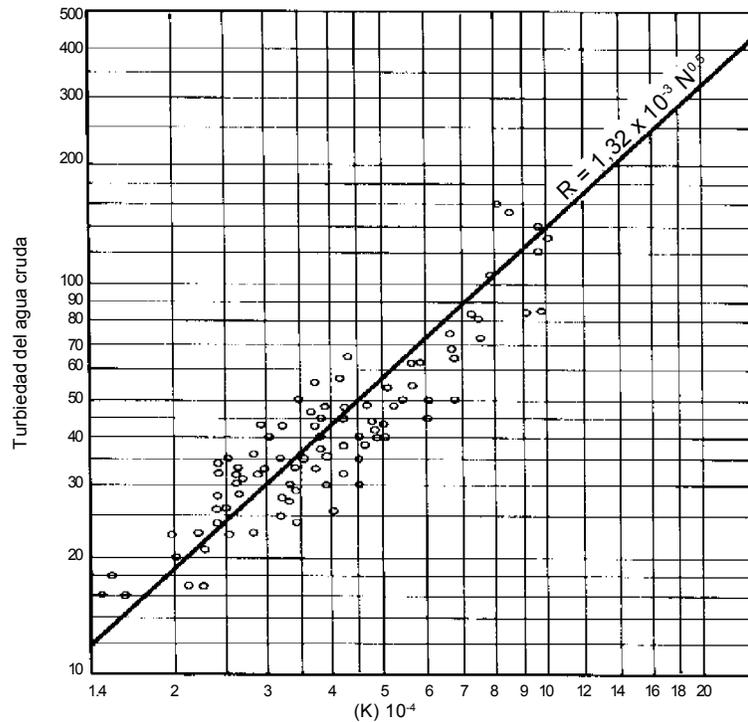
Se verifica que para valores bajos de G el coeficiente de ruptura es bastante pequeño, de manera que, en las condiciones de floculación normalmente empleadas en la práctica (G entre 70 y 15 s^{-1}), la ecuación (22) se puede simplificar así:

$$\frac{N_o}{N_m} = \left(1 + K_A G \frac{T}{m} \right)^m \quad (25)$$

A partir de este modelo simplificado y con los resultados de cerca de 300 ensayos de floculación realizados con agua del río Iguazú, en Curitiba, Brasil, Richter (19) encontró la siguiente correlación entre el coeficiente de aglomeración K_A y la turbiedad de agua cruda N_o (Figura 6-2).

$$K_A = 0,192 \times 10^{-4} N_o^{0,8} \quad (26)$$

Se demuestra, así, que el coeficiente de aglomeración tampoco es constante; varía con la turbiedad del agua cruda. Cuanto mayor es la turbiedad de esta, mayor será el coeficiente de aglomeración. En la práctica, se sabe que siempre es más difícil flocular aguas de baja turbiedad.



Fuente: agua cruda del río Iguazú (Curitiba, Brasil).

Jar-tests

Tiempo de floculación: 15 min

Gradiente de velocidad: $G = 30 \text{ s}^{-1}$

Figura 6-2. Correlación entre la constante de floculación y la turbiedad del agua cruda (18)

Villegas y Letterman (20) realizaron un estudio de gran importancia práctica, en el cual relacionaron el tiempo de floculación (T) y el gradiente de velocidad (G) con la dosis de coagulante.

La figura 6-3 muestra los resultados experimentales con valores de (G) de 500, 200, 100 y 25 s^{-1} . Nótese que para valores de $G < 100 s^{-1}$, la turbiedad residual decrece a medida que se prolonga el tiempo de floculación, hasta llegar a un mínimo después del cual comienza a incrementarse.

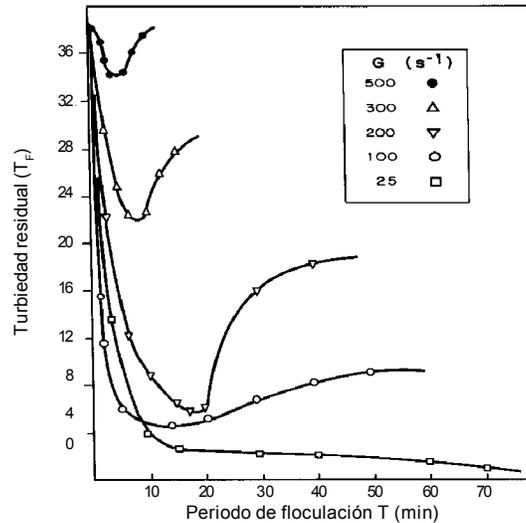


Figura 6-3. Turbiedad residual *versus* tiempos de floculación para diversos valores de G (20)

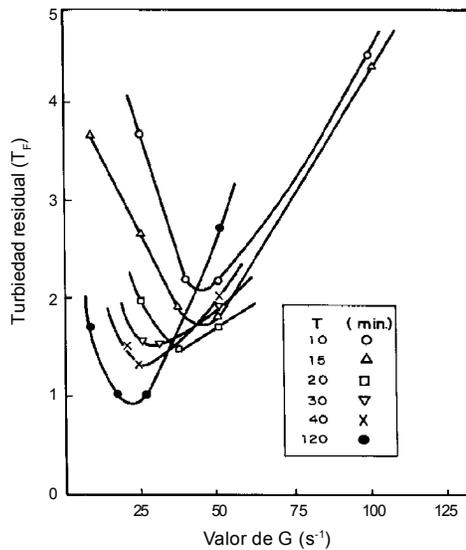


Figura 6-4. Turbiedad residual *versus* valor óptimo de G para diversos tiempos de floculación (20)

La figura 6-4 se obtiene al graficar los valores de turbiedad residual para tiempos de floculación de 10, 15, 20, 30, 40 y 120 minutos. De acuerdo con la familia de curvas de la figura 6-4, para cada turbiedad residual (n^*) existe un valor correspondiente de gradiente óptimo de velocidad (G^*). El valor óptimo de (G^*), en este caso, disminuye de 40 s^{-1} cuando $T=10$ min, y a 20 s^{-1} cuando $T=120$ min.

La figura 6-5 es una representación logarítmica del valor óptimo de (G^*) y del tiempo de floculación (T), para una serie de experiencias. Las series A y B se diferencian entre sí solamente en las condiciones de mezcla rápida (gradiente y tiempo de mezcla). Los resultados de ambas series, al coin-

cidir en la misma línea, indican que las condiciones de mezcla rápida no tienen mucho efecto en la relación entre los parámetros (G) y (T) del proceso de floculación. Las series C y D complementan estas experiencias haciendo variar la dosis de coagulante. Al incrementarse las dosis de coagulante, las rectas tienden hacia las abscisas. Las líneas rectas de mayor ajuste de todas las series tienen esencialmente la misma pendiente.

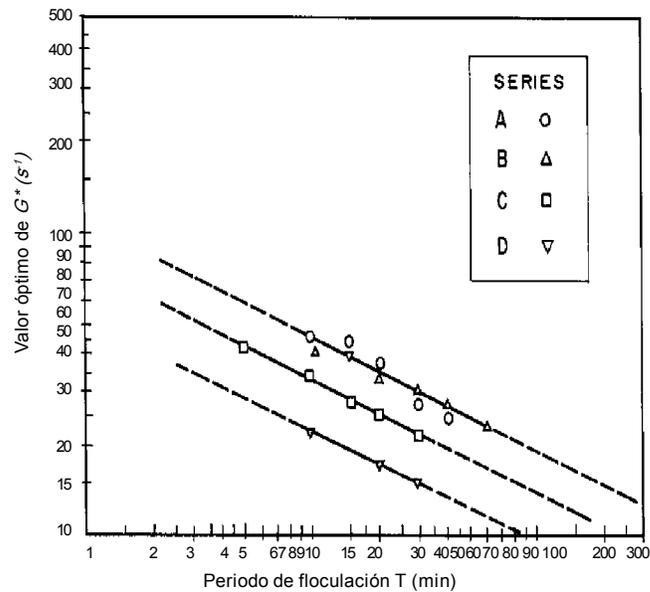


Figura 6-5. Valor óptimo de G versus periodo de floculación (20)

Del análisis de estas curvas se obtiene la siguiente expresión matemática:

$$(G^*)^{2.8} T = K \quad (27)$$

siendo los valores de $K = 4,9 \times 10$, $1,9 \times 10$ y $0,7 \times 10$ para dosis de sulfato de 10 mg/L, 25 mg/L y 50 mg/L, respectivamente.

El hecho de que (K) es directamente proporcional a $(G^*)^{2.8}$ cuando (T) permanece constante y decrece cuando se aumenta la dosis de sulfato, indica que el valor de (G) óptimo disminuye al aumentar la dosis de sulfato.

Diversos proyectos realizados en el Perú (21,22), Costa Rica¹ y Brasil (23), en colaboración con el CEPIS/OPS, permiten generalizar la ecuación (27) en la forma siguiente:

$$G^n T = K \quad (28)$$

en la cual los valores de (n) y (K) varían en función de la calidad de cada agua. Así, se pueden obtener curvas representativas como las indicadas en la figura 6-6.

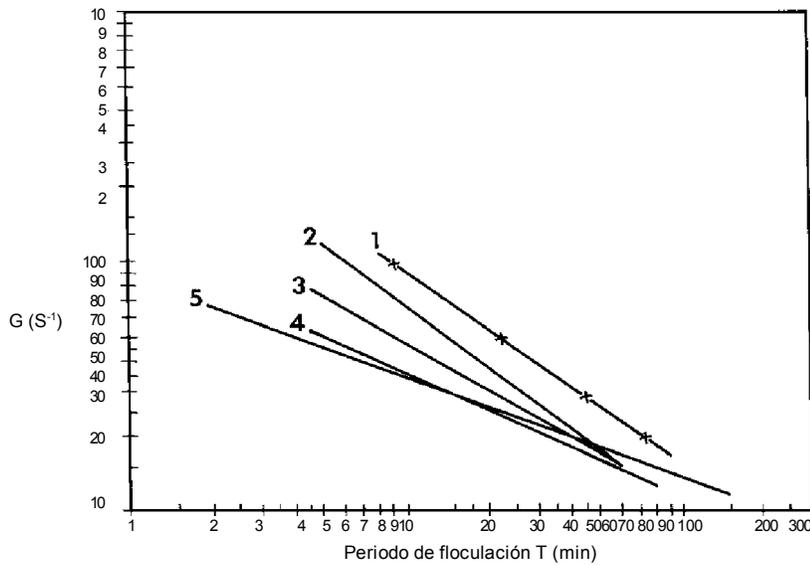


Figura 6-6. Correlación de gradientes de velocidad óptimos *versus* tiempo de floculación

Snel y Arboleda (5) demostraron que la ecuación del gradiente de velocidad (G), deducida por Camp y Stein (4):

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu V}} \quad (29)$$

no es el parámetro más apropiado para medir la intensidad de agitación en un floculador de flujo turbulento.

¹ Análisis de laboratorio proporcionados personalmente por la doctora Victoria Pacheco, del Laboratorio de Acueductos y Alcantarillados de San José de Costa Rica. San José de Costa Rica, 1980.

Del mismo modo que en el régimen laminar, en el cual la tensión longitudinal debida al rozamiento entre dos láminas de corriente es igual a:

$$\left(\mu \frac{dv}{dy} \right) \quad (30)$$

existe otra tensión debida al régimen turbulento, denominada *esfuerzo cortante de Reynolds*. Esta tensión está definida por:

$$\left(\tau = \eta \frac{dv}{dy} \right) \quad (31)$$

donde (η) es el coeficiente de viscosidad virtual, de turbulencia o viscosidad de remolino.

Por lo tanto, la tensión total estará dada por:

$$\tau = (\mu + \eta) \frac{dv}{dy} \quad (32)$$

y así, la ecuación (29) tomará la siguiente forma:

$$G = \sqrt{\frac{P}{(\mu + \eta)^4}} \quad (33)$$

Esta ecuación se vuelve igual a la expresión (29) cuando la disipación de energía debida a la turbulencia es despreciable, o sea cuando el flujo es laminar. Cuando el flujo es turbulento, el coeficiente de viscosidad turbulenta aumenta rápidamente al incrementarse el número de Reynolds y alcanza valores muchas veces superiores a la viscosidad dinámica. En consecuencia, la viscosidad dinámica puede despreciarse y la ecuación (33) se puede simplificar así:

$$G = \sqrt{\frac{P}{\eta^4}} \quad (34)$$

El coeficiente de viscosidad turbulenta está definido por la expresión:

$$\eta = \rho \lambda^2 \frac{dv}{dy}$$

o

$$\eta = \rho \lambda^2 G \quad (35)$$

donde:

- ρ = masa específica
 λ = longitud de la escala de turbulencia físicamente definida como la distancia hasta la cual se disgrega un conglomerado de partículas sin perder su identidad.

Sustituyendo (35) en (34), resulta:

$$G = \left(\frac{P}{\rho \lambda^2 \nabla} \right)^{1/3} \quad (36)$$

donde P/∇ es igual a ε , que es la potencia disipada por unidad de masa del fluido.

$$G = \left(\frac{\varepsilon}{\lambda^2} \right)^{1/3} \quad (37)$$

Esta es la forma que Snel y Arboleda (5) proponen para la ecuación (33) cuando el flujo es turbulento.

2.1 Parámetros operacionales

Los parámetros operacionales del proceso son el gradiente de velocidad (G) y el tiempo de retención (T).

Los valores de estos parámetros, según los estudios realizados por Villegas y Letterman (20), son los que en forma conjunta van a producir la mayor eficiencia. A través de investigaciones efectuadas (24), se ha determinado que el rango óptimo de gradientes de velocidad para floculación varía entre 20 y 75 s^{-1} y el de tiempos de retención entre 10 y 30 min, dependiendo de la calidad del agua.

3. FACTORES QUE INFLUYEN EN LA FLOCULACIÓN

Los principales factores que influyen en la eficiencia de este proceso son:

- La naturaleza del agua;
- las variaciones de caudal;
- la intensidad de agitación;
- el tiempo de floculación, y
- el número de compartimentos de la unidad.

3.1 Naturaleza del agua

La coagulación y, por consiguiente, la floculación son extremadamente sensibles a las características físicoquímicas del agua cruda, tales como la alcalinidad, el pH y la turbiedad.

Algunos iones presentes en el agua pueden influir en el equilibrio físicoquímico del sistema, en la generación de cadenas poliméricas de los hidróxidos que se forman o en la interacción de estos polímeros con las partículas coloidales, lo que afectará el tiempo de floculación.

La presencia de iones SO_4^- , por ejemplo, tiene marcada influencia en el tiempo de formación de los flóculos, en función del pH (véase la figura 6-7).

La concentración y la naturaleza de las partículas que producen la turbiedad también tienen una notable influencia en el proceso de floculación. En todos los modelos matemáticos de floculación, la velocidad de formación de flóculos es proporcional a la concentración de partículas. Véase, por ejemplo, la ecuación (6), debida a Harris, Kaufman y Krone, y las ecuaciones de Hudson (10) y (12). En estas ecuaciones se ve que la velocidad de floculación depende también del tamaño inicial de las partículas. Estos aspectos teóricos son generalmente confirmados en la práctica: por regla general, es más fácil flocular aguas con elevada turbiedad y que presenten una amplia distribución de tamaños de partículas. En tanto, las partículas de mayor tamaño, que podrían ser removidas en tanques de sedimentación simple, tales como arena fina acarreada durante picos de elevada turbiedad, interfieren con la floculación porque inhiben o impiden el proceso. Por este motivo, si la turbiedad del agua cruda fuera igual o superior a 1.000 UT, es indispensable la utilización de tanques de presedimentación.

Un caso particular de floculación, donde se manifiesta claramente la influencia de la concentración de las partículas y se confirma la ecuación (12) de Hudson (14), es la floculación en manto de lodos. Estas unidades son, generalmente, parte integrante de sedimentadores de flujo vertical, con la floculación procesándose en la parte inferior, normalmente en forma cilindro-cónica, donde se concentran los lodos depositados. De acuerdo con la ecuación de Hudson, la floculación es determinada por el producto adimensional $(\eta/\pi) \nabla GT$. Se resalta la importancia de la concentración de volumen de flóculos (\leftrightarrow), que normalmente está comprendida entre 5 y 20%.

Esta concentración, relativamente alta, explica los resultados plenamente satisfactorios con bajos valores de $(G) = (< 5 \text{ s}^{-1})$ y tiempos de floculación relativamente cortos ($< 15 \text{ min}$). Algunas unidades, para aumentar su eficiencia, presentan dispositivos para recircular los lodos.

De las consideraciones anteriores surge el agrupamiento adimensional ∇GT como un parámetro útil para caracterizar el proceso de floculación. Hasta la fecha, no existe todavía un valor o escala de valores que represente la optimización del proceso. Mientras tanto, Harris et al. (13), con resultados obtenidos en experiencias de laboratorio, sugieren que este parámetro es del orden de 100.

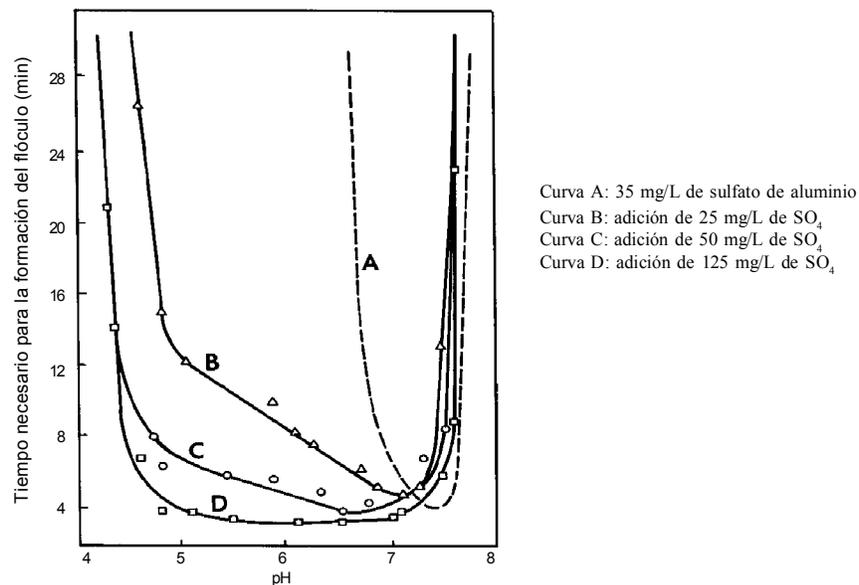


Figura 6-7. Efecto del ion sulfato sobre el tiempo de formación del floculo de sulfato de aluminio

3.2 Influencia del tiempo de floculación. Compartimentalización

En todos los modelos propuestos para la floculación, la velocidad de aglomeración de las partículas es proporcional al tiempo. Bajo determinadas condiciones, existe un tiempo óptimo para la floculación, normalmente entre 20 y 40 minutos. Mediante ensayos de prueba de jarras (*jar tests*), se puede determinar este tiempo, que, en la figura 6-8, resultó ser de alrededor de 37 minutos.

La permanencia del agua en el floculador durante un tiempo inferior o superior al óptimo produce resultados inferiores, tanto más acentuados cuanto más se aleje este del tiempo óptimo de floculación.

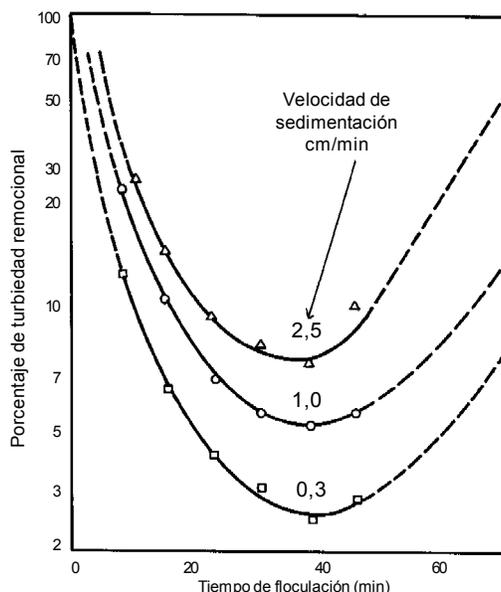


Figura 6-8. Efecto del periodo de floculación en la sedimentación

Es necesario, por lo tanto, que se adopten medidas para aproximar el tiempo real de retención en el tanque de floculación al tiempo nominal escogido. Esto se puede obtener si se compartimentaliza el tanque de floculación con pantallas deflectoras. Cuanto mayor sea el número de compartimentos, menores serán los cortocircuitos del agua, como lo muestra la figura 6-9. Como se puede apreciar en esta figura, cerca de 40% del agua se escapa del tanque en un tiempo menor que la mitad del tiempo nominal o teórico, en un tanque de un solo compartimento. Si se tuviesen cinco compartimentos en serie, por ejemplo, esta proporción se reduciría a cerca de un 10%.

Con la compartimentalización y la elección de valores adecuados para los gradientes de velocidad, se aumenta la eficiencia del proceso o se reduce el tiempo necesario de floculación (o ambos), según demostraron Harris y colaboradores (13). Gradientes elevados en los primeros compartimentos promueven una aglomeración más acelerada de los flóculos; gradientes más bajos en las últimas cámaras reducen la fragmentación.

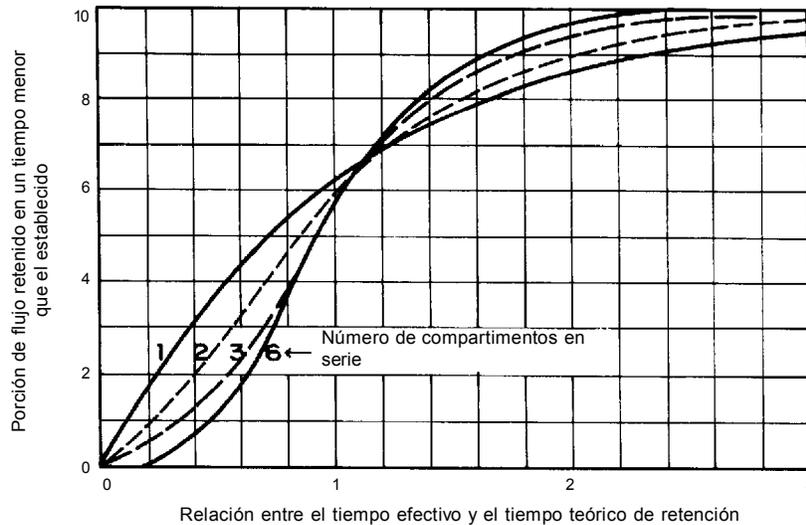


Figura 6-9. Compartimentalización y cortocircuitos

Por razones de orden práctico y económico, el número de cámaras de los floculadores mecánicos no es muy grande; generalmente, no supera las seis unidades. Las recomendaciones de proyecto estipulan un mínimo de tres unidades.

3.3 Influencia del gradiente de velocidad

En todas las ecuaciones presentadas anteriormente y que caracterizan la velocidad de aglomeración de las partículas en la floculación ortocinética, aparece el parámetro de gradiente de velocidad como un factor de proporcionalidad. Cuanto mayor es el gradiente de velocidad, más rápida es la velocidad de aglomeración de las partículas. Mientras tanto, a medida que los flóculos aumentan de tamaño, crecen también las fuerzas de cizallamiento hidrodinámico, inducidas por el gradiente de velocidad. Los flóculos crecerán hasta un tamaño máximo, por encima del cual las fuerzas de cizallamiento alcanzan una intensidad que los rompe en partículas menores.

La resistencia de los flóculos depende de una serie de factores:

- De su tamaño, forma y compactación;
- del tamaño, forma y naturaleza de las micropartículas; y
- del número y forma de los ligamentos que unen a las partículas.

TeKippe y Ham (25) realizaron un estudio teórico-práctico para determinar la influencia de la variación del gradiente de velocidad en los diversos compartimentos de un floculador.

Los datos de estos ensayos se incluyen en la figura 6-10 y permiten concluir que es necesario graduar el gradiente de velocidad en forma decreciente, evitando tramos intermedios con altos gradientes, que es el caso más desfavorable.

Los valores recomendados de gradientes de velocidad para floculación se encuentran dentro de un rango de 100 a 10 s^{-1} . Naturalmente, conviene realizar una compartimentalización con gradientes escalonados en forma decreciente. Por ejemplo, se pueden disponer cuatro cámaras de floculación en serie, a las que se les aplican gradientes de 90, 50, 30 y 20 s^{-1} , respectivamente, en la primera, segunda, tercera y cuarta cámaras.

Después de formados los flóculos en la última cámara de floculación, debe tenerse gran cuidado en la conducción del agua floculada hasta los decantadores. Los gradientes de velocidad en los canales, compuertas o cualquier otra estructura de paso del agua floculada no deben ser mayores de 20 s^{-1} .

3.4 Influencia de la variación del caudal

Es conocido que al variarse el caudal de operación de la planta, se modifican los tiempos de residencia y gradientes de velocidad en los reactores.

El floculador hidráulico es algo flexible a estas variaciones. Al disminuir el caudal, aumenta el tiempo de retención y disminuye el gradiente de velocidad. Al aumentar el caudal, el tiempo de retención disminuye, el gradiente de velocidad se incrementa y viceversa; el número de Camp (N_c) varía en aproximadamente 20% cuando la variación del caudal es de 50%.

En el floculador mecánico, el efecto es más perjudicial debido a su poca flexibilidad, ya que la velocidad permanece constante y el tiempo de residencia aumenta o disminuye de acuerdo con la variación del caudal.

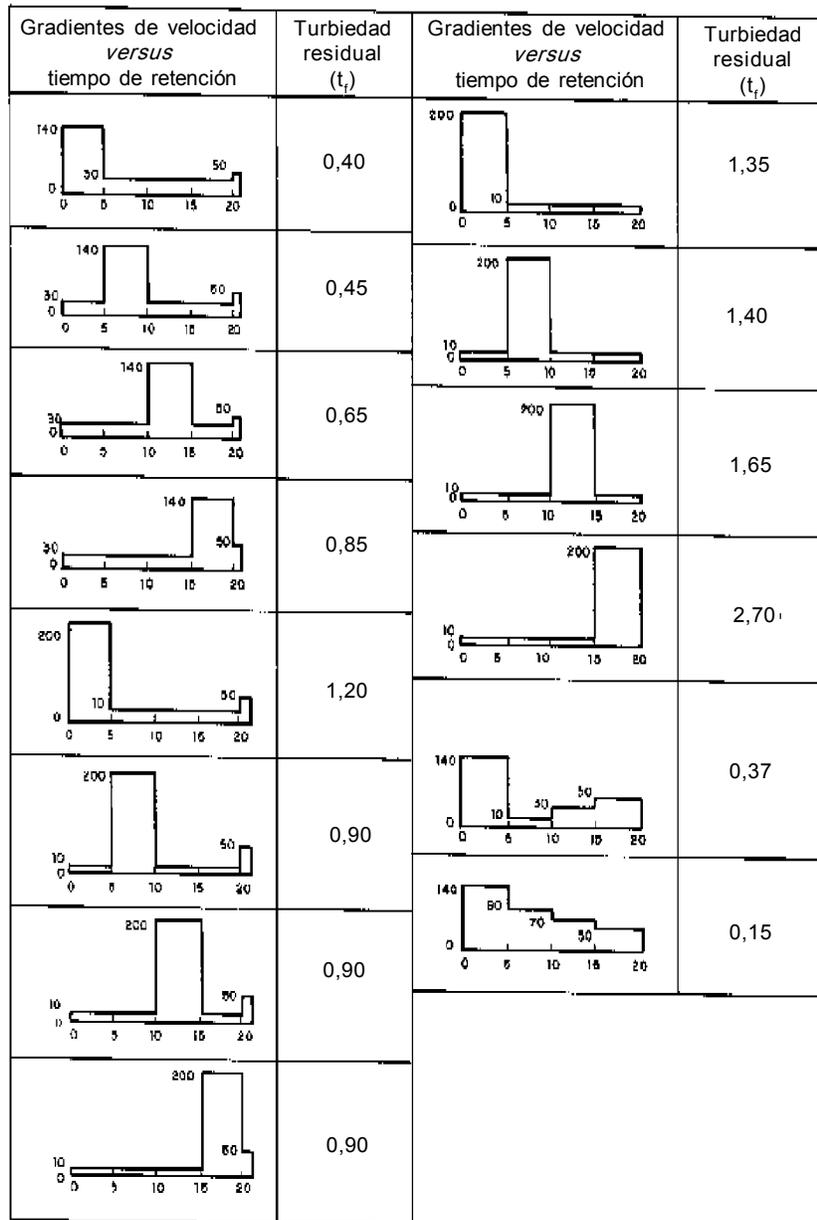


Figura 6-10. Efecto de la variación del gradiente de velocidad en la turbiedad residual según TeKippe y Ham (25)

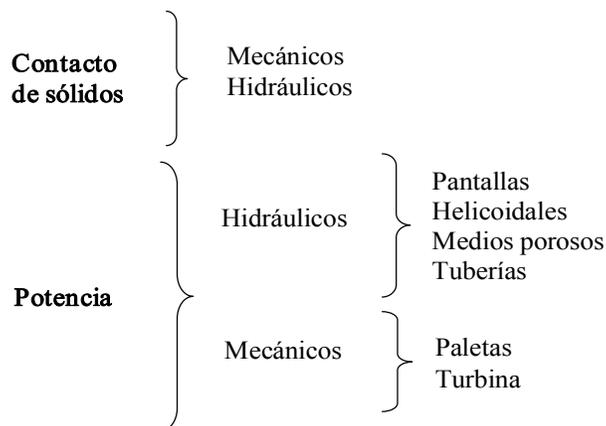
4. FLOCULADORES

Se acostumbra clasificar a los floculadores como mecánicos o hidráulicos de acuerdo con el tipo de energía utilizada para agitar la masa de agua. Puede hacerse una clasificación más amplia si se tiene en cuenta el modo como se realiza la aglomeración de las partículas. De acuerdo con este principio, podemos clasificarlos del siguiente modo:

- Floculadores de contacto de sólidos, y
- floculadores de potencia o de disipación de energía.

El cuadro 6-3 ilustra esta clasificación.

Cuadro 6-3. Clasificación de floculadores



4.1 Floculadores de contacto de sólidos

Los floculadores de contacto de sólidos o de manto de lodos son controlados por la concentración de sólidos (C). Como esta varía continuamente, es necesaria una constante atención del operador.

Usualmente, los floculadores de contacto de sólidos no son utilizados en nuestros proyectos de plantas de tratamiento. Han sido desarrollados y son ofertados generalmente por fabricantes de equipos, cada uno con sus características pro-

pías, que siempre resaltan sus ventajas más aparentes. Normalmente forman parte de los tanques de decantación de flujo vertical y constituyen unidades relativamente compactas. Antes de que aparecieran los decantadores de placas, paralelos o tubulares, presentaban precios inferiores a los proyectos convencionales, pero actualmente ya no tienen una ventaja muy significativa de precio. Por este motivo, y por ser unidades cuyo control y operación son muy difíciles, no serán tratadas con más detalle. De ser considerados como alternativa de proyecto, además del costo, deberán examinarse los siguientes puntos:

- En cuanto al tamaño de la instalación, no son aconsejables para pequeñas comunidades, carentes de personal altamente calificado, necesario para su operación.
- El régimen de operación debe ser continuo o, por lo menos, por un periodo diario bastante largo, y no debe estar sujeto a variaciones de caudal, por la dificultad de formar y mantener un manto de lodos.
- Por el mismo motivo, se recomienda para aguas que mantengan más o menos constantes sus características fisicoquímicas, con variaciones de calidad imperceptibles.

Estas unidades pueden ser, a su vez, hidráulicas o mecánicas, de acuerdo con la concepción del diseño (figura 6-11).

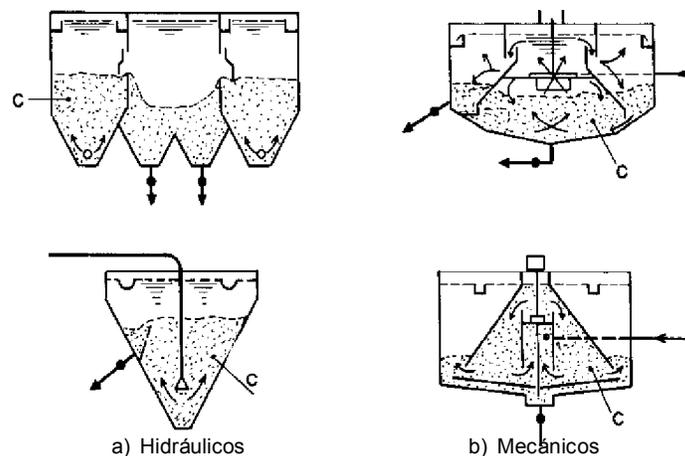


Figura 6-11. Floculadores de contacto de sólidos

4.2 Floculadores de potencia

En los floculadores de potencia, las partículas son arrastradas por el flujo de agua a través del tanque de floculación sin que prácticamente exista concentración de sólidos. Normalmente, los gradientes son prefijados en el proyecto. En algunos casos, pueden ser ajustados por el operador. De acuerdo con la forma de disipación de energía, se pueden clasificar en hidráulicos y mecánicos.

4.2.1 Hidráulicos

Los floculadores hidráulicos utilizan la energía hidráulica disponible a través de una pérdida de carga general o específica.

a) De pantallas

Los floculadores hidráulicos más utilizados son los de pantallas, de flujo horizontal o de flujo vertical. En los primeros, el agua circula con un movimiento de vaivén, y en los segundos, la corriente sube y baja sucesivamente, contorneando las diversas pantallas (figura 6-12).

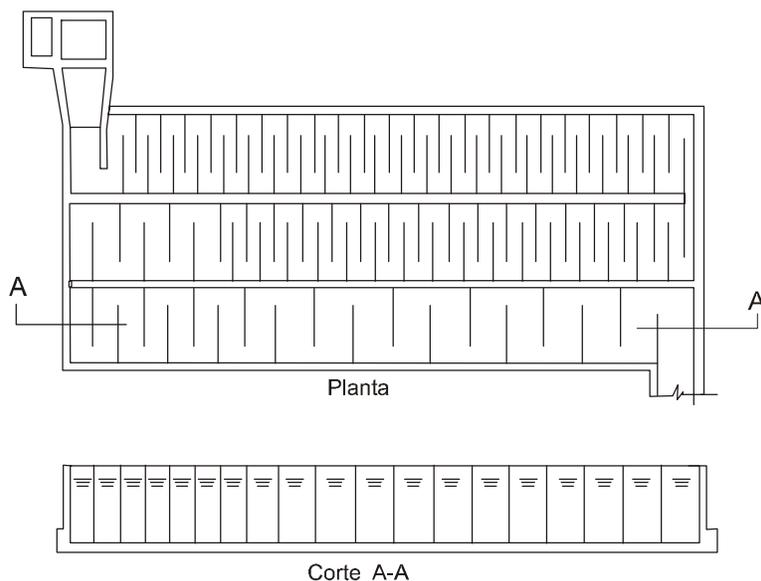


Figura 6-12. Floculadores de pantallas

La pérdida de carga total es la suma de dos parciales. La primera, de menor cuantía, debida a la fricción en el canal; y la segunda, la principal, debida a los cambios de dirección. Esta puede ser calculada mediante la siguiente ecuación:

$$h_f = \left[\frac{nV}{r^{2/3}} \right]^2 l \quad (38)$$

donde:

- n = coeficiente de fricción de Manning
- V = velocidad del flujo
- r = radio hidráulico de los canales
- l = longitud de canales en cada tramo

La pérdida de carga debida a las vueltas:

$$h_f = K \frac{V^2}{2g} \quad (39)$$

- K = coeficiente de pérdida de carga

Los floculadores de pantallas de flujo horizontal son más recomendables para pequeños caudales. Las pantallas pueden ser hechas de madera o de láminas de asbesto-cemento. Se puede dotar al sistema de floculación de dispositivos tales como ranuras o marcos de fijación, etcétera, a fin de hacer posible el ajuste de espaciamiento entre las pantallas, así como el gradiente de velocidad. Tales dispositivos pueden encarecer o complicar el proyecto; por eso, deben merecer especial atención del proyectista.

Los floculadores de pantallas de flujo vertical pueden aplicarse a caudales mayores. Son más profundos, tienen 4 metros o más de profundidad. Su estructura puede ser adaptada a las adyacentes, con ventajas económicas. Ocupan menor área.

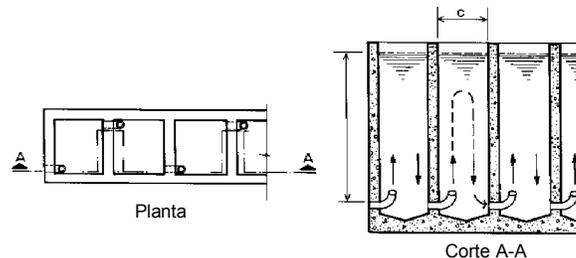


Figura 6-13. Floculador vertical tipo Alabama

b) Floculador Alabama

El floculador Alabama está constituido por compartimentos ligados entre sí por la parte inferior a través de curvas de 90° volteadas hacia arriba. El flujo es ascendente y descendente en el interior del mismo compartimento. Las boquillas permiten ajustar la velocidad a las condiciones de cálculo o de operación (figura 6-13). Estas unidades son muy vulnerables a las variaciones de caudal. Fácilmente se pueden generar espacios muertos y cortocircuitos.

Como en estos floculadores el paso entre las cámaras se hace mediante orificios sumergidos, las pérdidas de carga pueden calcularse por las siguientes fórmulas generales:

$$Q = CA \sqrt{2gh} \quad (40)$$

donde (h) es la pérdida de carga en el orificio:

$$h = K \frac{V^2}{2g} \quad (41)$$

con los coeficientes C y K dependientes de la forma y dimensiones del orificio, dados en los manuales de hidráulica. Estas unidades, al igual que las anteriores, son muy sensibles a las variaciones de caudal. Fácilmente puede formarse un gran volumen muerto en la parte superior del floculador al disminuir apreciablemente el caudal.

c) Helicoidal

En el proyecto ilustrado en la figura 6-14, el agua es admitida tangencialmente por la parte superior y sale de la cámara de floculación a través de una curva dotada de unas guías paralelas como una turbina Francis, lo que ayuda a generar el movimiento helicoidal (26).

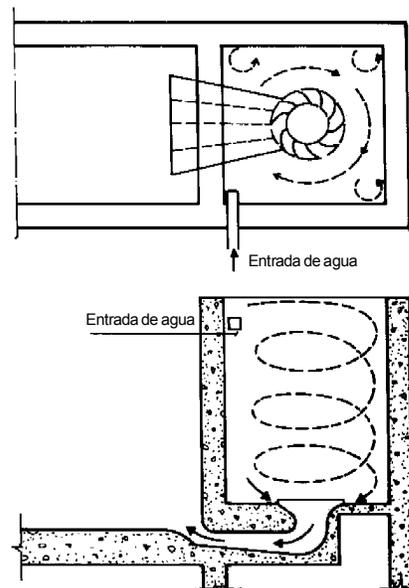


Figura 6-14. Floculador helicoidal

En los floculadores helicoidales, la energía hidráulica se usa para generar un movimiento helicoidal en el agua, inducido por su ingreso tangencial en la cámara de floculación.

En la práctica, el helicoide que se forma no es de diámetro constante, como se muestra en la figura respectiva, sino que el diámetro disminuye al aproximarse al fondo. Se establece una distribución de velocidad de mayor a menor, inconveniente para la formación del flóculo.

d) De medio poroso

La floculación en medios porosos se está aplicando principalmente en pequeñas instalaciones, debido a su elevada eficiencia y bajo costo. Se distinguen dos tipos básicos: floculación en un medio poroso fijo (o floculación en medio granular) y floculación en un medio poroso expandido (floculación en lechos de arena expandida). Ambos fueron utilizados inicialmente en la India. La floculación en medio granular ha sido recientemente estudiada con cierta profundidad en América Latina, en colaboración con el CEPIS/OPS (23,27) y ya es aplicada con éxito en algunas instalaciones (28). Consiste en hacer pasar el agua, después de

haberle aplicado los coagulantes, a través de un medio granular contenido en un tanque (flujo vertical, véase la figura 6-15) o canal (flujo horizontal). El flujo normalmente es laminar y la eficiencia es extraordinaria. Puede flocular satisfactoriamente en pocos minutos.

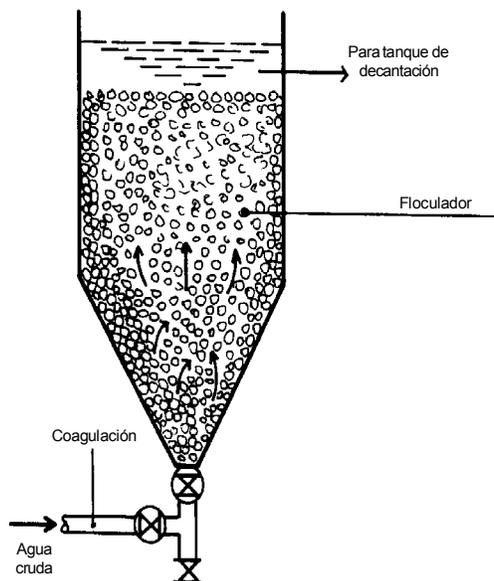


Figura 6-15. Floculador de medio poroso

El floculador de lecho de arena expandido consiste en una columna a través de la cual el agua cruda pasa en sentido ascendente, después de haber recibido el coagulante. La velocidad del agua es ajustada de tal modo que la expansión sea de alrededor de 6 a 10%. Esto evita la obstrucción del medio poroso.

La arena contribuye a que se logre una agitación uniforme durante el proceso de floculación.

En este tipo de unidad la pérdida de carga unitaria se calcula mediante la fórmula de Forchheimer:

$$J = aV + bV^2 \quad (42)$$

donde:

V = velocidad aparente o velocidad promedio en la sección en m/s
 a y b = coeficientes que dependen de las características granulométricas del material

El gradiente de velocidad se calcula mediante la expresión:

$$G = \sqrt{\frac{\gamma V J}{\mu \varepsilon}} \quad (43)$$

ε = porosidad del medio
 γ = peso específico del agua
 μ = viscosidad del agua

e) Floculadores de mallas (28)

El uso de telas generalmente ha sido restringido a la función de filtración gruesa en la remoción de cuerpos flotantes o en suspensión de dimensiones relativamente grandes, en tomas de agua y en la entrada de las plantas de tratamiento de aguas residuales. Con esta finalidad, generalmente se emplean mallas con una abertura que varía entre 2 y 20 milímetros, de alambre de acero galvanizado o acero inoxidable, o de hilos de *nylon*.

Una aplicación particularmente interesante fue ensayada por primera vez en la floculación del agua en 1960, por el Ing. Thomas M. Riddick. Él diseñó un floculador mecánico en el cual las paletas fueron sustituidas por una tela de alambre con un espaciamiento de la malla de aproximadamente 5 centímetros. Su idea era aumentar la tasa de colisión entre flóculos y entre coloides y flóculos a través de un aumento extraordinario en la superficie de cizallamiento. Este tipo de elemento genera una distribución de gradientes de velocidad más uniforme y de ma-

yor intensidad en la masa líquida, lo que posibilita una reducción sustancial en el tiempo de floculación (figura 6-16).

Sin embargo, por la falta de métodos y criterios simples y bien definidos de dimensionamiento, este eficiente dispositivo de floculación fue olvidado por casi dos décadas. No ha sido utilizado en otros diseños a no ser los del propio Riddick y, recientemente, en 1979, por la SANEPAR, en el diseño de ampliación de la planta de tratamiento del río Iguazú, en Curitiba, Brasil.

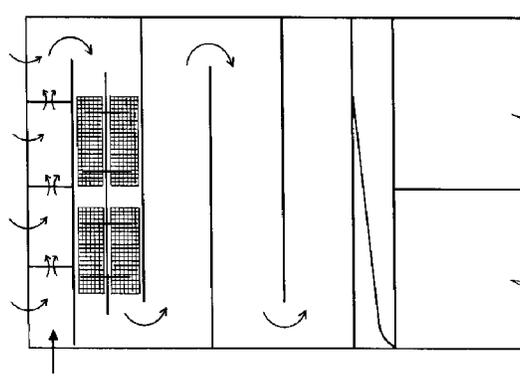


Figura 6-16. Floculador de T. Riddick

Según Richter (28), en una tela de malla cuadrada, la porosidad (ε) se puede calcular por la expresión:

$$\varepsilon = (1 - nd)^2 \quad (44)$$

donde n es el número de hilos en un diámetro d por unidad de longitud de la tela.

La figura 6-17 representa el comportamiento de la línea piezométrica en un canal o tubería donde se interpuso una tela de manera perpendicular a las líneas de flujo. Hay una pérdida de carga súbita en el plano de la tela, lo que indica una resistencia al flujo mucho más elevada que la debida a las paredes del canal (pérdida continua).

La pérdida de carga a través de la tela está dada por:

$$h = K \frac{V^2}{2g} \quad (45)$$

donde V es la velocidad promedio de aproximación en el canal y K el coeficiente de pérdida de carga, cuyo valor es función de las características geométricas de la tela y del número de Reynolds referido al diámetro de la malla.

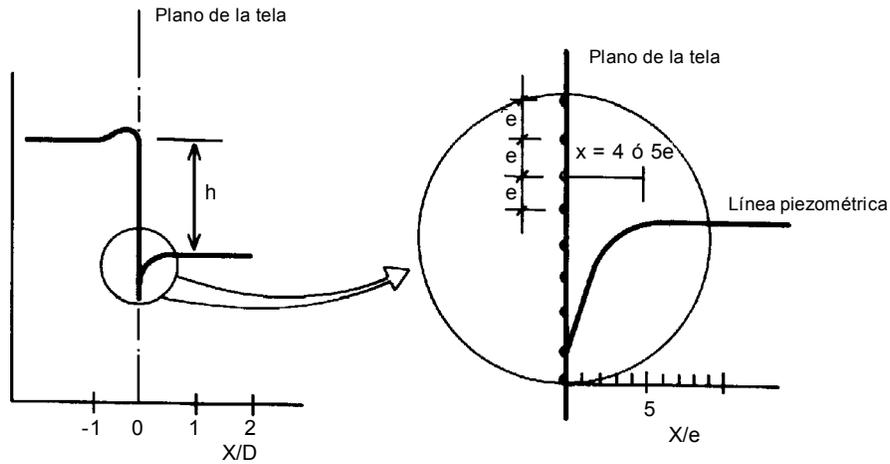


Figura 6-17. Pérdida de carga en las telas

$$(R_e)_d = \frac{Vd}{\nu} \quad (46)$$

La figura 6-18 representa configuraciones típicas de la variación del coeficiente K en función del número de Reynolds en telas de diferentes porosidades.

Se verifica que, para valores elevados de porosidad y para números de Reynolds $(R_e)_d$ superiores a 500, el coeficiente de pérdida de carga puede ser calculado por la siguiente expresión:

$$K = 0,55 \frac{1 - \epsilon^2}{\epsilon^2} \quad (47)$$

El gradiente de velocidad en un floculador hidráulico es:

$$G = \sqrt{\frac{\gamma Q h}{\mu \nabla}} \quad (48)$$

donde:

- μ = coeficiente de viscosidad absoluta
- γ = peso específico del agua
- Q = caudal
- h = pérdida de carga en el paso a través de la tela
- \forall = volumen de líquido donde la energía hidráulica es disipada

Se puede admitir, de un modo simplificado, que la energía hidráulica necesaria para vencer el paso del agua por la tela es casi integralmente disipada en el plano de la tela, a una distancia aguas abajo aproximadamente igual a cuatro o cinco veces el espaciamiento (e) entre los hilos.

Así, el volumen líquido (\forall) en el cual es disipada la energía hidráulica es de aproximadamente:

$$\forall = 4 A e \quad (49)$$

siendo A el área del corte transversal del canal o tubería donde se coloca la tela.

Sustituyendo (2.40) en (2.39) y siendo $Q = A \cdot V$ y $h = KV^2/2g$, resulta:

$$G = \sqrt{\frac{\gamma}{8g\mu} \cdot \frac{K}{e} \cdot V^3} \quad (50)$$

$$G = \sqrt{\frac{1}{6\forall} \cdot \frac{K}{e} \cdot V^{1.5}}$$

A temperatura de 20 °C, será:

$$G = 350 \sqrt{\frac{K}{e} \cdot V^{1.5}} \quad (51)$$

en las unidades del sistema técnico.

4.2.2 Mecánicos

Los floculadores mecánicos utilizan energía de una fuente externa, normalmente un motor eléctrico acoplado a un intercambiador de velocidades, que hace posible la pronta variación de la intensidad de agitación.

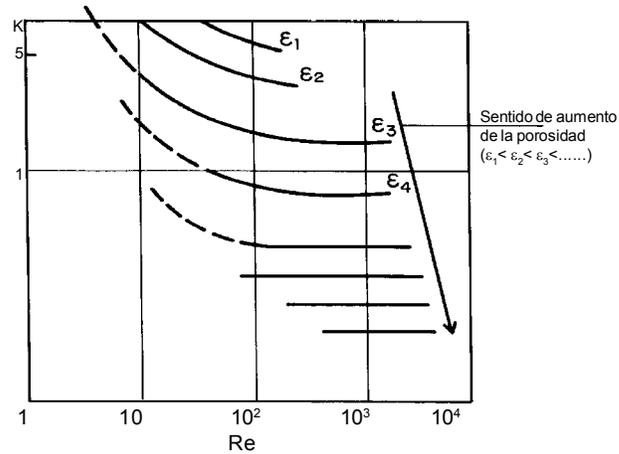


Figura 6-18. Variación de K con Re

a) De paletas

Los floculadores mecánicos más utilizados son, sin duda, los de movimiento giratorio con paletas paralelas o perpendiculares al eje (figuras 6-19 y 6-20).

El eje puede ser horizontal o vertical. Estos últimos normalmente son más ventajosos, porque evitan cadenas de transmisión, y también los pozos secos para la instalación de los motores. Su mantenimiento es difícil, pero cuando han sido bien proyectados, duran años sin dar mayores problemas.

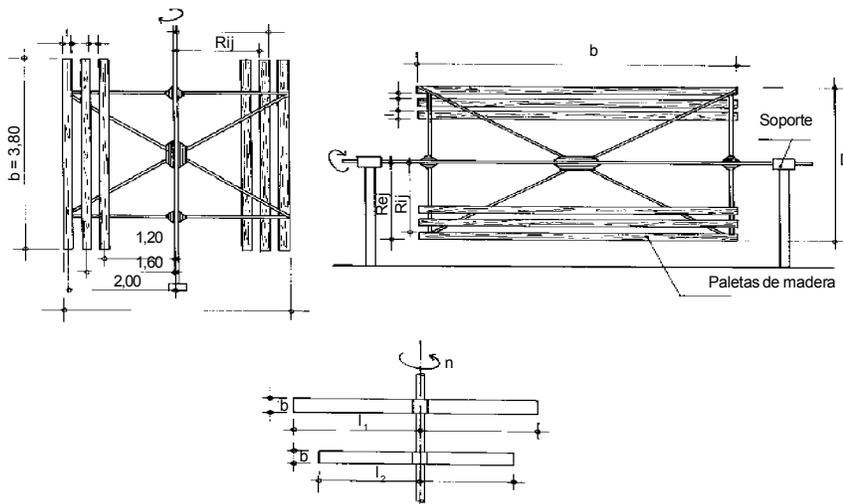


Figura 6-19. Floculadores mecánicos de paletas

Constituyen una alternativa simple, adoptada en decenas o centenas de instalaciones con resultados satisfactorios.

El proceso usual de cálculo considera el número total de paletas, sumando las que están a la misma distancia del eje. Esto puede conducir a errores en la estimación del gradiente, como se verá a continuación. Las fórmulas indicadas son las usadas hasta el momento:

$$G = 112 \sqrt{\frac{C_D (1-k)^3 N^3 l b (N_1 r_1^3 + N_2 r_2^3 + \dots)}{\nabla}} \quad (52)$$

Si las paletas son perpendiculares al eje:

$$G = 56 \sqrt{\frac{C_D (1-k)^3 N^3 b (N_1 r_1^4 + N_2 r_2^4 + \dots)}{\nabla}} \quad (53)$$

donde:

C_D = coeficiente de arrastre, que depende de la relación (l/b) de las paletas.

Para números de Reynolds mayores de 1.000 y paletas planas:

C_D	1,16	1,20	1,50	1,90
l/b	1,00	5,00	20,00	∞

K = relación entre la velocidad del agua y la de las paletas; $k=0,25$ es un valor normalmente adoptado en diseño

n = velocidad de rotación de las paletas en r. p. s.

r, l y b = elementos geométricos del agitador, instalados en una cámara de volumen ∇

N_1, N_2 = número de paletas en posición 1, 2, ..., etc.

Los floculadores giratorios están normalmente provistos de cuatro brazos fijados al eje y, por lo tanto, tienen cuatro paletas en la posición 1, cuatro en la posición 2, etcétera (véase la figura 6-20). Un número muy grande de paletas, como en este caso, exige al motor una potencia elevada, pero que puede no producir el gradiente deseado.

Por el contrario, en el caso de un floculador más simple, dotado de paletas en un solo plano, el cálculo del gradiente de velocidad es más confiable, como fue demostrado por Richter (18) mediante observaciones y experiencias prácticas. Cuando la velocidad de rotación de las paletas aumenta, k tiende a decrecer, es cero con el uso de estatores. De este modo, es el movimiento de las paletas el que, en la práctica, determina el gradiente de velocidad promedio, que, según Camp, es $(P/\mu \nabla)^{1/2}$.

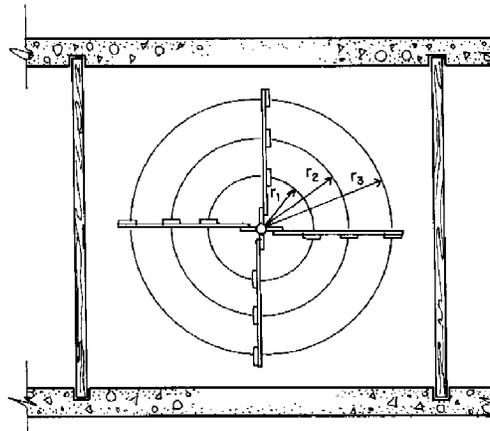


Figura 6-20. Floculador mecánico de eje vertical del tipo de paletas

En estas condiciones, consideremos en la cámara de floculación un agitador mecanizado, dotado de cuatro brazos, con una paleta en cada brazo y a la misma distancia del eje, de acuerdo con la figura 6-21. El volumen de la cámara puede ser considerado como subdividido en cuatro partes, cada una bajo la acción de una paleta por vez, en su movimiento de rotación.

La potencia disipada por una paleta en este cuarto de volumen es proporcional al arco $A_o A_1$. De este modo:

$$G = \left(\frac{\text{Potencia } A_o A_1}{\mu \nabla_{\text{tot}/4}} \right)^{1/2} \quad (54)$$

donde ∇_{tot} es el volumen total de la cámara de floculación. Como la potencia que una paleta disipa en esta área es 1/4 de la que disiparía al completar una vuelta, el gradiente de velocidad promedio alrededor del punto A será:

$$G = \left(\frac{\text{Pot. de 1 paleta}}{\mu \nabla_{tot}} \right)^{1/2} \quad (55)$$

y este mismo gradiente está siendo aplicado simultáneamente por las demás paletas a los puntos B, C y D. Esto significa que el gradiente de velocidad es independiente del número de paletas que ocupan la misma posición en relación con el eje. La única ventaja de un mayor número de paletas es la mayor homogenización. El efecto es similar al de un floculador hidráulico con un número muy grande de cámaras o deflectores.

En la planta de tratamiento de Iguazú, Paraná, Brasil, existen dos sistemas de floculación iguales e independientes, dotados de agitadores mecánicos. A uno de ellos, de cada dos paletas de la misma trayectoria, le fue retirada una.

Las demás condiciones permanecieron idénticas para los dos sistemas y no se ha observado ninguna diferencia en la eficiencia de la floculación que pudiese ser atribuida al mayor o menor número de paletas. La potencia consumida por los motores es menor en el sistema modificado.

La principal conclusión de este análisis es que el gradiente de velocidad calculado a partir de la suma de las potencias disipadas por diversas paletas que recorren la misma trayectoria resulta menor que el gradiente de velocidad real deseado. Para guardar coherencia con los valores del gradiente determinados en *jar-tests* estandarizados (con el equipo de la Phipps & Bird, por ejemplo), se deben diseñar floculadores giratorios con paletas en un solo plano; es decir, con apenas dos brazos o dos paletas en la misma posición con relación al eje. Con ello, y considerando que $K = 0$, los gradientes de velocidad son calculados mediante las fórmulas siguientes:

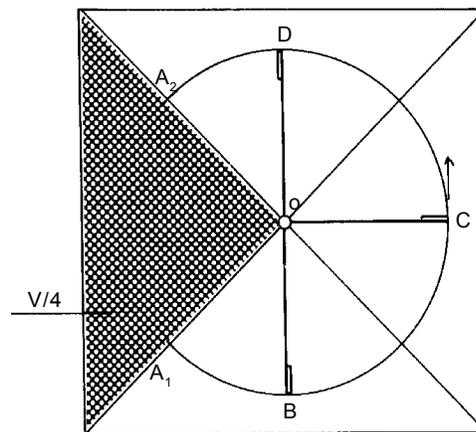


Figura 6-21. Esquema del trabajo mecánico del floculador

- Paletas paralelas al eje

$$G = 158 \sqrt{\frac{C_D \cdot n^3 \cdot b \cdot l \cdot (r_1^3 + r_2^3 + \dots)}{\mu \forall}} \quad (56)$$

- Paletas perpendiculares al eje

$$G = 79 \sqrt{\frac{C_D \cdot n^3 \cdot b \cdot (r_1^4 + r_2^4 + \dots)}{\mu \forall}} \quad (57)$$

b) De turbina

Los floculadores del tipo turbina se dimensionan del mismo modo que los mezcladores rápidos. Como las velocidades periféricas máximas son superiores a 0,75 m/s, el agua tenderá a girar acompañando el movimiento de la turbina, a no ser que se prevea la instalación de deflectores o pantallas para estabilizar el movimiento (figura 6-22).

La potencia aplicada al agua por unidad de volumen es, en régimen turbulento:

$$P = K\rho \frac{n^3 D^5}{\forall} \quad (58)$$

donde:

- K = una constante para números de Reynolds elevados superiores a 10.000, que varía con el tipo de impulsor y con la forma y dimensiones del tanque
- ρ = densidad
- n = velocidad de rotación en r. p. s.
- D = diámetro de la turbina en m
- \forall = volumen de la cámara de mezcla en m³

Con estas unidades, la potencia resulta en kilográmetros por segundo por metro cúbico.

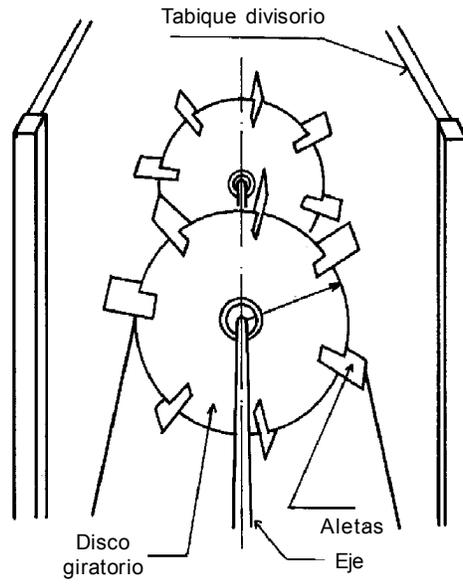


Figura 6-22. Floculador mecánico de turbina

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- (1) Bratby, J. R. Interpreting laboratory results for the design of rapid mixing and flocculation systems. *Journal of the American Water Works Association*, vol. 73, n.º 6, junio, 1981, pp. 312–318.
- (2) Smoluchowski, M. Drei Vorträge über Diffusion, Brownische Molekular Bewegung und Koagulation von Kolloidteilchen. *Physik. Z.*, vol. 17, 1916.
- (3) Smoluchowski, M. Versuch einer Mathematischen Theorie der Koagulations-Kinetik Kolloid Lösungen. *Zeitschrift für Physikalische Chemie*, Leipzig, vol. 92, 1917.
- (4) Camp, T. R. y Stein, P. C. Velocity gradients and internal work in fluid motion. *Journal of the Boston Society of Civil Engineers*, vol. 30, 1943.
- (5) Snel, H. y Arboleda Valencia, J. Influencia de la escala de turbulencia en el proceso de floculación del agua. Separata de la revista *ACODAL*, Bogotá, 1982.
- (6) Frisch, H. L. Turbulent coagulation of colloids. *Journal of Physical Chemistry*, vol. 60, abril, 1956.
- (7) Levich, V. G. Physicochemical hydrodynamics. Englewood Cliffs, Prentice Hall, 1962.
- (8) Saffman, P. G. y Turner, J. S. On the collision of drops in turbulent clouds. *Journal of Fluid Mechanics*, mayo, 1956.
- (9) Fair, G. M. y Gemmell, R. S. A mathematical model of coagulation. *Journal of Colloid Science*, abril, 1964.
- (10) Tambo, N. A fundamental investigation of coagulation and flocculation. Sapporo, Department of Sanitary Engineering, Hakkaido University, 1964.
- (11) Swift y Friedlander. The coagulation of hydrosols by Brownian motion and lamimer shear flow. Baltimore, Department of Chemical Engineering, The Johns Hopkins University, 1963.

-
- (12) Wang, C. S. A mathematical study of the particle size distribution of coagulating disperse systems. Pasadena, California, Division of Chemistry and Chemical Engineering, California Institute of Technology, 1966.
 - (13) Harris, H. S.; Kaufman, W. J. y Krone, R. B. Orthokinetic flocculation in water purification. *Journal of the Sanitary Engineering Division, Proceedings, ASCE*, diciembre, 1966.
 - (14) Hudson, H. E. Physical aspects of flocculation. *Journal of the American Water Works Association*, julio, 1965.
 - (15) Parker, D. S.; Kaufman, W. J. y Jenkins, D. Floc breakup in turbulent flocculation processes. *Journal of the Sanitary Engineering Division, Proceedings, ASCE*, 1972.
 - (16) Argaman, Y. y Kaufman, W. J. Turbulence and flocculation. *Journal of the Sanitary Engineering Division, Proceedings, ASCE*, 1970.
 - (17) Bratby, J. R.; Miller, M. W. y Marais, G. V. R. Design of flocculation Systems from Batch test data. *Water SA*, vol. 3, n.º 4, octubre, 1977.
 - (18) Richter, C. A. Sistemas simplificados de floculación. Compañía de Saneamiento de Paraná (SANEPAR). Brasil, 1987.
 - (19) Richter, Carlos. Floculación. Manual de Instrucción del Programa Regional OPS/HEP/CEPIS de Mejoramiento de la Calidad del Agua para Consumo Humano. Versión preliminar, 1981.
 - (20) Villegas, R. A. y Letterman, R. D. Optimizing flocculator power input. *Journal of the Environmental Engineering Division, Proceedings, ASCE*, 1976.
 - (21) Empresa de Saneamiento de Lima-Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente. Ampliación de la planta de tratamiento de La Atarjea; estudio preliminar. Lima, ESAL, 1978.
 - (22) Ministerio de Vivienda y Construcción del Perú, Dirección General de Obras Sanitarias-Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del

- Ambiente. Diseño de la planta de tratamiento de agua de Barranca. Lima, 1978.
- (23) Richter, C. A. y Moreira, R. B. Floculadores de pedras: experiências em filtro piloto. Curitiba, SANEPAR, 1980.
- (24) Camp, T. R. Flocculation and flocculation basins. *Trans. ASCE*, vol. 120, febrero, 1955.
- (25) TeKippe, R. J. y Ham, R. K. Velocity-gradient paths in coagulation. *Journal AWWA*, julio, 1971.
- (26) Carcedo, M. Floculador hidráulico. Citado en Richter, C. A. Sistemas simplificados de floculação. En ACODAL, *Seminario Internacional sobre Tecnología Simplificada para Potabilización del Agua*. Cali, Acodal, 1987.
- (27) Richter, C. A. Fundamentos teóricos da floculação em meio granular. Curitiba, SANEPAR, 1977.
- (28) Richter, C. A. Sistemas de floculación acelerada. Curitiba, SANEPAR, 1982.