

CAPÍTULO VII - 7. FLOCULACIÓN

ÍNDICE

1. FLOCULACIÓN.....	1
1.1. CINÉTICA DE LA FLOCULACIÓN	1
1.2. FLOCULADORES	13
1.2.1. <i>Floculación en Manto de Lodos</i>	<i>14</i>
1.2.2. <i>Floculadores Hidráulicos</i>	<i>20</i>
1.2.3. <i>Floculadores Mecánicos</i>	<i>35</i>
1.2.4. <i>Floculadores Neumáticos</i>	<i>45</i>
2. LECTURA COMPLEMENTARIA RECOMENDADA.....	47
3. BIBLIOGRAFIA.....	48
4. ANEXO - INTRODUCCIÓN	51
4.1. EL JAR-TEST – PRINCIPALES ENSAYOS	52
4.1.1. <i>Concentración de la Solución.....</i>	<i>57</i>
4.1.2. <i>Prueba de Jarras Convencional</i>	<i>58</i>
4.1.3. <i>Ensayo de Jar Test para la Filtración Directa</i>	<i>59</i>
4.2. ENSAYO DE JAR-TEST PARA FLOTACIÓN.....	61
4.3. ELECCIÓN DEL PROVEEDOR.....	63
4.4. OPTIMIZACIÓN DE LA FLOCULACIÓN A TRAVÉS DE LA DETERMINACIÓN EXPERIMENTAL DE LOS COEFICIENTES DE AGREGACIÓN Y RUPTURA DE FLÓCULO, KA Y KB	63

LISTA DE ILUSTRACIONES

TABLAS

Tabla 1. Coeficientes de aglutinación y de rotura de flóculos	8
Tabla 2. Factores de forma y porosidad de materiales granulares típicos	33
Tabla 3. Valores de Φ	44
Tabla 4. Valores del gradiente de velocidad en la interface burbuja-líquido (15°C)	46
Tabla 5. Gradientes de velocidad y velocidad de rotación en jarras de 2 litros, sin deflectores.....	55

FIGURAS

Figura 1. Clarificador de flujo ascendente con manto de lodos	15
Figura 2. Comparación entre la variación del Número de Camp con el caudal entre un floculador hidráulico y uno mecánico.....	21
Figura 3. Floculador de chicanas de flujo horizontal	23
Figura 4. Floculador de chicanas de flujo vertical	24
Figura 5. Floculador de flujo helicoidal para pequeñas comunidades	27
Figura 6. Floculador Cox	28
Figura 7. Floculador tipo Alabama.....	29
Figura 8. Floculador de medio poroso con flujo ascendente.....	32
Figura 9. Floculador de medio poroso con flujo descendente.....	32
Figura 10. Configuración de floculadores mecánicos.....	36
Figura 11. Floculadores	37
Figura 12. Floculador mecánico de turbina	37
Figura 13. Floculador de eje vertical.....	39
Figura 14. Modelo geométrico del floculador “Walking Beam”	42
Figura 15. Resultado típico de un ensayo de coagulación con agua de baja alcalinidad.....	52
Figura 16. Aparato de Jar-Test.....	52
Figura 17. Paleta tipo Phips & Bird.....	53
Figura 18. Curvas para calibrar el gradiente de velocidad.....	54
Figura 19. Gradiente de velocidad versus r.p.m. para un jarro de 2 litros con y sin deflectores	55
Figura 20. Curva de calibración para jarras de 1 litro.....	56
Figura 21. Gradiente de velocidad en una jarra de dos litros de forma cuadrada	56
Figura 22. Jarra de dos litros para Jar-Test	57
Figura 23. Ensayo de filtración directa comparado con decantación.....	60
Figura 24. Aparato para ensayo de flotación con aire disuelto	61
Figura 25. Ensayos de flotación comparado con decantación.....	62
Figura 26. Ensayo de coagulación con diferentes productos.....	63
Figura 27. Determinación del tiempo óptimo de floculación.....	64
Figura 28. Relación óptima entre G y T en la floculación.....	64
Figura 29. Relación entre el coeficiente de ruptura de flóculos K_B y G.....	68

1. FLOCULACIÓN

Como se ha indicado, en la serie de procesos de una planta de tratamiento de filtración rápida, la coagulación es generalmente seguida por la floculación, que se define como el proceso de unir partículas coaguladas y desestabilizadas para formar mayores masas o flóculos, de modo de posibilitar su separación por sedimentación (ó flotación) y/o filtración del agua tratada. Es sin duda, el proceso más utilizado para la remoción de sustancias que producen color y turbiedad en el agua.

En los floculadores, los micro-flóculos formados en el proceso de coagulación se aglutinan formando flóculos, los que deben adquirir un tamaño y densidad adecuados al proceso de remoción que sigue: clarificación por sedimentación o por flotación y/o filtración. Al contrario de lo requerido para la sedimentación, en los procesos de flotación y filtración directa no es deseable la formación de flóculos voluminosos. La formación de los flóculos depende de la permanencia y de la cantidad de energía aplicada (gradiente de velocidad) en los floculadores.

La energía aplicada para la floculación puede ser entregada, como en la mezcla rápida, por medios hidráulicos, mecánicos y/o neumáticos. La diferencia se caracteriza por la intensidad del gradiente que en la floculación es mucho menor.

No obstante que la floculación como una ayuda a la sedimentación y filtración, se viene practicando hace siglos, fue durante el siglo XX que se incorporó suficiente conocimiento sobre el proceso, particularmente con los trabajos de Smoluchowski, Camp, Hudson y Kaufman, entre otros, permitiendo el proyecto racional de las unidades de floculación con el desarrollo de la teoría de la cinética de la floculación.

1.1. CINÉTICA DE LA FLOCULACIÓN

Los choques entre las partículas para promover su aglutinación se deben principalmente a:

- 1). Colisiones causadas por el movimiento de las moléculas por el movimiento Browniano, debido a la energía térmica.
- 2). Colisiones causadas por el movimiento del agua.

A la primer clase de colisiones se la denomina floculación pericinética y, a la segunda, floculación ortocinética¹.

En la floculación pericinética el tiempo t para reducir la concentración inicial de partículas de igual tamaño N_o para una concentración final N_t , es dado por la siguiente ecuación:

$$t = \frac{3\mu}{4kT} \left(\frac{1}{N_t} - \frac{1}{N_o} \right) \quad (1)$$

¹ Del griego, peri, que significa próximo de y ortho, recto, exacto; kinectic, relativo al movimiento. Estos términos se refieren respectivamente al movimiento browniano y al transporte hidráulico bien definido.

donde μ = coeficiente de viscosidad dinámica (N . s . m⁻²)

k = constante de Boltzmann (= 1,385 . 10⁻²³ J . K⁻¹)

T = temperatura absoluta en grados Kelvin (K)

J = Joule (N . m)

N_o, N_t = número inicial y final de partículas por mililitro, o sea 10⁶ por m³

Por lo tanto, el proceso es independiente de factores externos, a no ser la temperatura. El tiempo $t_{1/2}$ en segundos, necesario para reducir a la mitad la concentración inicial de partículas $N = 0,5 N_o$, varía normalmente entre 2 segundos y 2 minutos en experiencias prácticas y teóricamente sería igual a aproximadamente $1,6 \cdot 10^{11}/N_o$ a 25 °C.

Ejemplo 1

Demostrar la relación $t_{1/2} \cong 1,6 \cdot 10^{11}/N_o$ válida para la temperatura de 25 °C.

Solución:

1). Datos: $N_t = N_o/2$ (. 10⁶ m⁻³)

$\mu = 0,89 \cdot 10^{-3}$ N.s.m⁻²

$T = 273 + 25 = 298$ K

$k = 1,385 \cdot 10^{-23}$ N.m.K⁻¹

2). Substituyendo los valores dados en la ecuación (1), se tiene:

$$t_{1/2} = \frac{3 \cdot 0,89 \cdot 10^{-3}}{4 \cdot 1,385 \cdot 10^{-23} \cdot 298} \left(\frac{1}{N_o \cdot 10^6 / 2} - \frac{1}{N_o \cdot 10^6} \right) = \frac{1,617 \cdot 10^{11}}{N_o}$$

Para partículas de diferentes diámetros, D y d , Kruit (1952) estableció una corrección para la relación de tiempo dada por la ecuación (1).

$$\frac{T}{t} = \frac{1}{4} \left[4 + \left(\sqrt{\frac{D}{d}} - \sqrt{\frac{d}{D}} \right)^2 \right] \quad (2)$$

Por ejemplo, una relación D/d del orden de 100 entre los primeros núcleos de hidróxidos formados en la coagulación y las partículas coloidales desestabilizadas, el tiempo para una reducción del 50% en el número de partículas sería cerca de 25 veces menor, lo cual indica un tiempo compatible con la fase inicial de la coagulación. De este modo el proceso de coagulación-floculación puede ser sensiblemente mejorado incorporando partículas de mayor tamaño, por ejemplo flóculos preformados, en el momento previo a la inyección del coagulante.

Esto puede realizarse mediante la recirculación del agua de los filtros. Puede obtenerse una economía de coagulante y menor turbiedad del agua clasificada a partir de un determinado caudal de recirculación, 7 al 10 % del caudal que ingresa a la planta. Un menor caudal de recirculación, si no presenta resultados significativos tiene, sin embargo, la ventaja de anular las pérdidas de agua del lavado de los filtros.

Kanamura recomienda extremar el cuidado con las características microbiológicas del agua de recirculación, debiendo prever su desinfección.

La experiencia demuestra que es necesaria una intensa mezcla del coagulante con el agua para una floculación eficiente. Mientras tanto, esa mezcla no perturba la floculación pericinetica que es entonces superada por la floculación ortocinetica.

La velocidad de colisiones entre partículas en la floculación ortocinetica se define por la ecuación (2) de Smoluchowski presentada anteriormente (Capítulo VII-6 numeral 6) y ahora referenciada a una distribución bimodal de partículas de diámetro d_1 y d_2 .

$$\frac{dN}{dt} = -\frac{4}{3} G N_1 N_2 R_{1,2}^3 \quad (3)$$

De acuerdo con Hudson, cuando $d_2 \gg d_1$, $R_{1,2} \cong R_2$

Haciendo $N_1 = N$ y siendo la concentración de las partículas por unidad de volumen, aproximadamente igual a : $C = 4/3 \pi \cdot R_2^3 \cdot N_2$. En consecuencia $R_2 = \left(\frac{3C}{4\pi \cdot N_2} \right)^{1/3}$

Resulta, sustituyendo R_2 , en la ecuación (3):

$$\frac{dN}{dt} = -\frac{C \cdot G}{\pi} \cdot N \quad \text{ó} \quad \frac{dN}{N} = -\frac{C \cdot G}{\pi} \cdot dt$$

Resolviendo e integrando la ecuación diferencial, arriba indicada entre los límites ($t = 0$, $N = N_o$) y ($t = T$, $N = N$) e introduciendo un coeficiente α de eficiencia de la colisión entre partículas, se tiene:

$$\frac{N}{N_o} = e^{-\alpha \frac{C G T}{\pi}} \quad (4)$$

que es la ecuación de Hudson (1965). La conclusión más importante a que se arriba por esta ecuación es que la velocidad de floculación, en igualdad de condiciones de gradiente y tiempo de floculación, depende solamente de la concentración en volumen de los flóculos y no del número y tamaño de las partículas primarias. O sea que no depende de la turbiedad inicial, por ende de la masa de sólidos precipitada.

Ejemplo 2

En un clarificador de manto de lodos el gradiente de velocidad es muy bajo y el tiempo de floculación corto. Admitiendo condiciones operacionales como: concentración de sólidos en volumen por volumen, $C = 5\%$; gradiente de velocidad $G = 2 \text{ s}^{-1}$; y tiempo de floculación $T = 5 \text{ min.} = 300 \text{ s.}$ Cuál es el rendimiento esperado en la remoción de sólidos?, considerando $\alpha = 0,2$.

Solución:

El rendimiento en la remoción de sólidos es:

$$\eta = 1 - \frac{N}{N_0} = 1 - e^{-\alpha \frac{CGT}{\pi}}$$

- α es la relación entre el número de colisiones que resultan efectivas para la coagulación frente al número total de colisiones. La evaluación de α puede realizarse en reactores de manto de lodos por la relación N/N_0 medida en términos de turbiedad y aplicando la ecuación (4) para los parámetros reales de operación C , G y T .

Substituyendo los datos

$$\eta = 1 - e^{-1,91} = 1 - 0,148 = 0,85 = 85\% = 1 - e^{-0,2 \frac{0,05 \cdot 2 \cdot 300}{3,1416}}$$

Número de Camp

El producto adimensional GT del gradiente de velocidad por el tiempo de permanencia, que define un parámetro controlable en el proyecto de unidades de mezcla y floculación, es denominado número de Camp, \mathbf{Ca}^2 en honor a Camp (1955), quien observó que los gradientes de velocidad utilizados en los Estados Unidos variaban entre 20 y 74 s^{-1} con valores de GT entre 23.000 y 210.000 , en floculadores que operaban satisfactoriamente. Sin embargo para una variación tan amplia en el número que lleva su nombre Camp, no identifica adecuadamente las condiciones para la optimización del proceso de floculación.

En teoría, para valores iguales de $G.T.$ en diferentes instalaciones podría establecerse que la oportunidad de que ocurran choques entre las partículas es la misma. Por lo tanto para valores elevados de G y bajos de T o a la inversa, el desempeño de las unidades sería similar.

Sin embargo la experiencia muestra que tal circunstancia no siempre se cumple siendo necesario realizar ensayos en cada caso para determinar los valores más adecuados de G y T .

² Thomas R. Camp, ingeniero norteamericano, líder de la empresa consultora "Camp, Dresser & McKee" y profesor de la universidad de Boston.

Por otra parte, además de las características del líquido a tratar en la determinación de estos parámetros influyen implicancias económicas, ya que G se relaciona con un consumo de energía y T con el dimensionamiento de la instalación.

Estabilidad de los flóculos

El modelo anterior no tiene en cuenta la resistencia a la rotura de flóculos, su densidad y volumen. A medida que el flóculo aumenta, su densidad disminuye y el flóculo se vuelve más sujeto a las tensiones de cizallamiento hidrodinámico generadas por los gradientes de velocidad.

Cuanto mayor es el gradiente de velocidad más rápida es la velocidad de aglutinación de las partículas, por lo tanto los flóculos aumentarán hasta un límite máximo, arriba del cual las fuerzas de cizallamiento los rompen en partículas menores. El tamaño máximo de un flóculo en mm sería

$$d_{max} = \frac{C}{G^n} \quad (5)$$

expresión derivada por diversos investigadores (Lagvankar, 1968; Kaufman, 1972, Tambo, 1979), donde el exponente depende de la microescala de turbulencia.

Para flóculos de hidróxidos, generalmente C varía entre 5 a 15 y n entre 0,7 y 1,2. Para un valor típico de $C = 10$ y un gradiente $G = 40 \text{ s}^{-1}$, el tamaño máximo del flóculo resultaría entre 0,76 e 0,12mm, con un valor medio de 0,44 mm, lo cual está de acuerdo con la práctica.

La expresión anterior refuerza la práctica y demuestra las ventajas de una floculación escalonada o en cascada, con gradientes de velocidad decrecientes entre el comienzo y la finalización del proceso de floculación.

Soucek e Sindelar (1967) mostraron que la rotura de los flóculos se caracteriza por las condiciones de turbulencia, que definen el número S , que es la inicial de los autores:

$$S = G \cdot Re^{-0,5} \quad (6)$$

Para valores de S debajo de 1,3 la rotura resulta despreciable. Las condiciones de ensayo fueron predominantemente agua alcalina, cloruro férrico como coagulante y número de Camp $Ca = 400000$, condiciones que normalmente producen un flóculo fuerte. En estas condiciones se propone un valor de $S < 0,7 \text{ s}^{-1}$. Para aguas de baja alcalinidad y sulfato de aluminio como coagulante, se sugiere un valor como $S < 0,3 \text{ s}^{-1}$.

El gradiente de velocidad en los tanques de floculación, canales, pasajes y otras estructuras hidráulicas de vehiculización del agua floculada afecta el tamaño, la estabilidad y la rotura de los flóculos.

En la práctica se utiliza el criterio de aplicar el menor gradiente posible en los flóculos formados, generalmente inferior a 30 s^{-1} . Este criterio es contradictorio por ejemplo, con una distribución equitativa en un "manifold" o en una cortina distribuidora de entrada en un decantador, donde, son deseables pérdidas de carga y velocidades más elevadas.

Ejemplo 3

En base a las observaciones de Soucek y Sindelar, verificar las condiciones de estabilidad de los flóculos en una compuerta de entrada a un decantador con diámetro de 600 mm, por donde pasa un caudal de 200 l/s. Temperatura del agua: 15 °C.

Solución:

1). Datos: $\rho = 999,13 \text{ kg.m}^{-3}$

$$\mu = 0,001139 \text{ Ns.m}^{-2}$$

$$Q = 0,200 \text{ m}^3\text{s}^{-1}$$

$$D = 0,60 \text{ m}$$

2). Cálculo de la velocidad y del número de Reynolds

$$U = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 0,2}{\pi (0,6)^2} = 0,707 \text{ m s}^{-1}$$

$$Re = \frac{\rho U D}{\mu} = \frac{999,13 \cdot 0,707 \cdot 0,60}{0,001139} = 372100$$

3). Gradiente de velocidad:

El gradiente de velocidad se calcula en forma similar a los mezcladores rápidos hidráulicos en línea, (ver la ecuación (6) y Capítulo VII-6 numeral 7.3), aplicando $n = 0,010$ coeficiente de Manning para conductos lisos.

$$R_H = \frac{D}{4} = \frac{0,6}{4} = 0,15 \text{ m} \quad \text{Radio hidráulico}$$

$$G = n \cdot \sqrt{\frac{\rho g}{\mu}} \cdot R_H^{-0,67} U^{1,5} = 0,01 \sqrt{\frac{999,13 \cdot 9,807}{0,001139}} \cdot (0,15)^{-0,67} \cdot (0,707)^{1,5}$$

$$G = 62 \text{ s}^{-1}$$

4). Condición de estabilidad de los flóculos

$$S = G \cdot Re^{-1/2} = 62 \cdot (372100)^{-0,5} = 0,10 \text{ s}^{-1}$$

Como puede observarse, el pasaje de agua por la compuerta, con un gradiente del orden de 60 s^{-1} , no deberá producir una rotura significativa de flóculos. Sin embargo el proyecto deberá considerar las implicancias que la entrada de agua con una velocidad elevada puede producir en un tanque de sedimentación, tales como corrientes de cortocircuito, etc. En ese caso, es prudente adoptar valores más conservadores para la velocidad y para el gradiente de velocidad.

Ecuación cinética básica

Las ecuaciones (5) y (6) definen las características de tamaño y la estabilidad de los flóculos ya formados sin considerar el tiempo de floculación o la velocidad de formación de los mismos. El modelo general, que integra los efectos de aglutinación y rotura de flóculos (Argaman, 1971), se representa por:

$$\frac{dN}{dt} = - (\text{función de aglutinación}) + (\text{función de rotura}) \quad (7)$$

La velocidad de aglutinación o velocidad de crecimiento de los flóculos, es definida por Argaman (1971) como:

$$\frac{dN_A}{dt} = -K_A N G \quad (8)$$

y de la rotura (Kaufman, 1970):

$$\frac{dN_B}{dt} = K_B N_o G^2 \quad (9)$$

donde N_o = concentración inicial de partículas primarias (m^{-3})

N = concentración remanente de partículas primarias al tiempo t (m^{-3})

K_A = coeficiente de aglutinación³ (adimensional)

K_B = coeficiente de rotura³ (s)

Combinando las ecuaciones (8) y (9), la ecuación (7) se transforma en:

$$\frac{dN}{dt} = -K_A N G + K_B N_o G^2 \quad (10)$$

la cual, integrada entre $(t = 0; N = N_o)$ y $(t = T; N = N)$, se tiene

³ En los trabajos originales, K_A y K_B se denominan "constantes". Aquí se prefirió la denominación coeficiente, porque no son exactamente constantes, ya que varían respectivamente con N_o y G .

$$\frac{N}{N_o} = \frac{1 + K_B G^2 T}{1 + K_A GT} \quad (11)$$

ecuación válida para un único reactor. Admitiendo que los coeficientes K_A y K_B se mantienen constantes en un tanque con m cámaras de floculación en serie, aplicando la teoría de reactores en serie se tiene:

$$\frac{N}{N_o} = \frac{1 + K_B G^2 \frac{T}{m} \left[\sum_{i=0}^{m-1} \left(1 + K_A G \frac{T}{m} \right)^i \right]}{(1 + K_A G \frac{T}{m})^m} \quad (12)$$

donde: m es el número de compartimentos o cámaras en serie que integran el floculador.

Si fuese $m = \infty$ la ecuación anterior es:

$$\frac{N}{N_o} = \frac{K_B}{K_A} G + \left(1 - \frac{K_B}{K_A} G \right) \cdot e^{-K_A GT} \quad (13)$$

Según Bratby la ecuación anterior es válida para un reactor con flujo de pistón (“plug-flow”) equivalente a un ensayo de coagulación tipo “batch” y así es la base para la determinación experimental de los coeficientes K_A y K_B , mediante un procedimiento simple presentado en el Anexo 1. Los valores característicos de estos coeficientes determinados experimentalmente para diversas condiciones de agua cruda, se presentan en la **Tabla 1**.

Agua cruda		Coagulante	Gradientes	K_A	K_B	Tratamiento
Origen	Turbiedad		(s^{-1})	($1 \cdot 10^{-4}$)	($s \cdot 10^{-7}$)	Actual
Rio Branco (SP)	3,0	Cloruro Fe	110 - 40	0,15	6,6	FAD
Lago Itaipu (PR)	5,0	Sulf. de Al	90 - 40	0,16	3,4	FD + FAD
Rio Itapocu (SC)	6,3	Sulf. de Al.	100 - 30	0,34	1,5	FAD
Rio Itapocu (SC)	6,3	Cloruro Fe	100 - 30	0,40	1,8	
Rio Toldo (SC)	6,0	Sulf. de Al	40	0,53	3,0	Conv. AT
Rio Mandaguari (SP)	30,0	Sulf. de Al	100 - 40	1,10	3,5	Convenc.
Rio Itajai Mirim (SC)	100,0	Sulf. de Al	100 - 40	2,10	1,1	Conv. AT
Lago Juturnaíba (RJ)	15,0	Cloruro Fe	100 - 40	2,50	4,1	Conv. AT
Rio Cubatão (SP)	50,0	Cloruro Fe	50	4,50	2,7	Convenc.
Rio Itajai Mirim (SC)	2000	Sulf. de Al	100 - 40	5,00	0,7	Conv. AT

Notas: FAD = Flotación con Aire Disuelto; FD = Filtración Directa; Conv. AT = Convencional de Alta velocidad

Tabla 1. Coeficientes de aglutinación y de rotura de flóculos

Se puede observar que al aumentar la turbiedad aumenta el valor del coeficiente de aglutinación K_A , lo que en la práctica significa que es más fácil flocular aguas turbias que con baja turbiedad.

La dispersión de los valores indica que en cada caso, los coeficientes K_A y K_B deben determinarse en forma experimental.

Se verifica que con los gradientes normalmente aplicados en la práctica (entre 75 a 30s¹), el coeficiente de rotura de flóculos es pequeño, del orden de 1000 veces menor que el de aglutinación, pudiéndose simplificar la ecuación (12) a:

$$\frac{N}{N_o} = \left(1 + K_A G \frac{T}{m} \right)^{-m} \quad (14)$$

Ejemplo 4

En una estación de tratamiento de agua el floculador consiste en un único tanque no compartimentado, donde la eficiencia es relativamente baja ($\eta = 81\%$), se encontró $K_A = 1,5 \cdot 10^{-4}$ y $K_B = 2,2 \cdot 10^{-7}$. Existe la posibilidad de dividir el tanque en tres compartimentos en serie. Manteniéndose el gradiente de velocidad, cual sería la eficiencia, siendo el tiempo total de detención 21 minutos ?

Solución:

1). Datos: $K_A = 1,5 \cdot 10^{-4}$

$$K_B = 2,2 \cdot 10^{-7}$$

$$m = 3$$

$$T = 21 \cdot 60 = 1260 \text{ s}$$

$$\eta = 0,81$$

2). El problema estaría resuelto con la aplicación de la ecuación (12), pero no se conoce G. El rendimiento está dado por $\eta = 1 - N/N_o$, ó $N/N_o = 1 - \eta$. Para $m = 1$ (condiciones actuales), se tiene

$$\frac{1 + K_B G^2 T}{1 + K_A G T} = 1 - \eta$$

Despejando G, resulta una ecuación de 2° grado:

$$a G^2 + b G + c = 0$$

$$\text{donde: } a = K_B T = 2,2 \cdot 10^{-7} \cdot 1260 = 2,772 \cdot 10^{-4}$$

$$b = (\eta - 1) K_A T = (0,81 - 1) \cdot 1,5 \cdot 10^{-4} \cdot 1260 = - 3,78 \cdot 10^{-2}$$

$$c = 0,81$$

cuyas raíces son $G_1 = 100$ y $G_2 = 30 \text{ s}^{-1}$. La primera es muy grande para la floculación, por lo tanto debe ser $G = 30 \text{ s}^{-1}$.

3). Aplicando la ecuación (43) para los datos del problema, con $G = 30 \text{ s}^{-1}$ y

$$T / m = \frac{1260}{3} = 420 \text{ s} :$$

$$\frac{N}{N_o} = \frac{1 + k_b \cdot G^2 \cdot \frac{T}{m} \left[\sum_{i=0}^{m-1} \left(1 + k_A \cdot G \cdot \frac{T}{m} \right)^i \right]}{\left(1 + k_A \cdot G \cdot \frac{T}{m} \right)^m} \quad (12)$$

$$\frac{N}{N_o} = \frac{1 + 2,2 \cdot 10^{-7} \cdot (30)^2 \cdot 420 \left[1 + 1,5 \cdot 10^{-4} \cdot 30 \cdot 420 + \left(1 + 1,5 \cdot 10^{-4} \cdot 30 \cdot 420 \right)^2 \right]}{(1 + 1,5 \cdot 30 \cdot 420)^3} = 0,084$$

Finalmente, el rendimiento con 3 compartimentos en serie deberá ser:

$$\eta = 1 - \frac{N}{N_o} = 1 - 0,084 = 0,916 = 91,6 \%$$

Lo que demuestra la compartimentación. Aplicando gradientes decrecientes, por ejemplo, 50, 30 y 20, desde el primer compartimento aguas arriba hasta el último aguas abajo del tanque de floculación, será mayor la eficiencia del proceso.

Sin embargo, en la práctica utilizar más de cuatro cámaras en serie no presenta ventajas adicionales.

Los valores presentados en la **Tabla 1** demuestran que el coeficiente de aglutinación varía con la turbiedad y con el tipo de coagulante aplicado, siendo más elevado para coagulantes férricos y turbiedades más altas.

Esto demuestra que el conocimiento práctico indica que aguas de baja turbiedad son más difíciles de coagular, no siendo adecuado el proceso de decantación⁴ para estas aguas, que presentan valores de K_A , generalmente inferiores a $1,0 \cdot 10^{-4}$.

Para valores de K_A de este orden de magnitud son más indicadas la flotación por aire disuelto o la filtración directa, viable cuando las dosis de coagulante son suficientemente bajas, inferiores por ejemplo a 10 mg/l de sulfato de aluminio o 5 mg/l de cloruro férrico.

⁴ Las palabras sedimentación y decantación se utilizan frecuentemente como sinónimos, mientras que el término decantación es más apropiado para la separación de partículas floculentas que cambian de tamaño y/o forma durante su sedimentación.

La ecuación (14), a su vez, demuestra que la floculación será más eficiente cuanto mayor sea el número de cámaras de floculación en serie, combinado con la floculación en cascada, con gradientes decrecientes de aguas arriba hacia aguas abajo.

La aplicación de estos criterios ha permitido alcanzar una eficiencia extraordinaria en los proyectos más recientes de unidades de mezcla y floculación. Finalmente, el proceso de floculación puede ser optimizado conociendo los coeficientes K_A y K_B , que permiten prever o fijar la eficiencia deseada para las condiciones físico-químicas de una determinada fuente de agua, combinando el gradiente de velocidad con el tiempo de floculación.

Sedimentación diferencial

Además de la floculación peri y ortocinética un tercer proceso de colisión se debe considerar cuando los flóculos de diferente tamaño están presentes, por ejemplo en una unidad de sedimentación y en particular en una unidad de clarificación de manto de lodos, donde existe una sedimentación diferencial, o sea donde las partículas de diferentes tamaños y densidad tienden a sedimentar con diferentes velocidades. La diferencia de velocidad es tanto mayor cuanto mayor es la diferencia de tamaños. Con grandes concentraciones de flóculos, el proceso se asemeja a la filtración, proporcionando una gran oportunidad de contacto entre las partículas.

En base a consideraciones teóricas y comprobadas por ensayos, Tambo (1979), a partir de la ecuación de Smoluchowski y admitiendo la validez de la ley de Stokes para la sedimentación, estableció la siguiente relación:

$$\frac{N}{N_o} = e^{-\frac{9}{2} \cdot C \frac{h}{D^2/d}} = e^{-4,5 \cdot C \cdot \frac{h}{D(D/d)}} \quad (15)$$

donde D y d son los diámetros de los flóculos ($D \gg d$), C la concentración volumétrica de flóculos y h la profundidad de la capa de flóculos. De la ecuación anterior, se concluye que la eficiencia de un reactor en manto de lodos será más eficiente cuando:

- Mayor sea la concentración de flóculos y la altura del manto⁵, hecho conocido en la operación de unidades de este tipo.
- Mayores fuesen D y la relación D/d.

En base a esta última conclusión, Tambo (1979) sugiere que los reactores de manto de lodo tienen un aumento significativo en su eficiencia con la introducción de una pre-cámara de floculación, con un corto período de detención y relativamente intensa agitación que incrementa el diámetro de los flóculos.

Modificaciones al número de Camp

Resultados experimentales han demostrado que el producto CGT,

donde: G = gradiente de velocidad

⁵ En la práctica dentro de ciertos límites, determinados por la expansión del lecho para que no haya un pasaje exagerado de flóculos hacia los filtros.

T = tiempo de permanencia

C = concentración. Sumatoria del producto del volumen de las partículas de radio R por el número de partículas de dicho radio por unidad de volumen

Ese producto que aparece en la ecuación de Hudson (ecuación 4) y posteriormente propuesta también por Tambo (1991), es más apropiado que el número de Camp $Ca = GT$ para caracterizar el proceso de floculación.

De acuerdo con Ives (1968), en reactores de manto de lodos, el producto CGT se encuentra entre 60 y 120, pudiéndose considerar 100 un valor de referencia y la concentración C del manto entre 0,05 y 0,20. Tomando los límites de estos intervalos, el producto $GT = Ca$ resulta entre 300 y 2400, pudiéndose tomar un valor de referencia igual a 1500.

En un floculador horizontal, hidráulico o mecánico, la concentración de sólidos es muy baja, generalmente del orden de 0,001 y $Ca = GT \approx 5 \cdot 10^4$, resultando $CGT = 50$. A través del control operacional de CGT la eficiencia del proceso se modifica, destacándose lo siguiente:

- Las aguas de poca turbiedad con baja dosis de coagulante necesitan GT más elevado siendo más bajo para aguas de mayor turbiedad. Como T es la consecuencia del caudal tratado en un volumen fijo del tanque de floculación, las aguas de baja turbiedad necesitan un gradiente más elevado que las aguas de alta turbiedad. Como la turbiedad puede variar entre límites muy amplios en una misma unidad se debe prever la posibilidad de variar el gradiente de velocidad.
- Se aumenta la eficiencia del proceso recirculando parte del lodo decantado o el agua de lavado de los filtros, resultando conveniente el aumento de la concentración de sólidos C y de las partículas de mayor diámetro, previamente coaguladas, que ayudan aún más a aumentar la eficiencia, conforme a la ecuación de Tambo (ecuación 15).

Cuando el tiempo de floculación y la dosis óptima de coagulante están fijados en base a la calidad del agua cruda, el problema reside en determinar el valor óptimo de G que produce una turbiedad residual mínima. Estudios realizados por Villegas y Letterman (1976) indicaron que:

$$(G^*)^{2,8} D \cdot T = 4,4 \cdot 10^6 \quad (16)$$

donde G^* = gradiente de velocidad medio óptimo (s^{-1})

D = dosis de coagulante (mg/l)

T = tiempo de floculación (min.).

Aplicando la ecuación (16) para un tiempo de floculación $T = 20$ min y valores $D = 10$ mg/l para aguas de poca turbiedad y $D = 50$ mg/l, correspondiente a aguas de mucha turbiedad, se tiene respectivamente entre $G^* = 36 s^{-1}$ y $G^* = 20 s^{-1}$.

Los ensayos de Villegas y Letterman se realizaron con turbiedad artificial de caolin. En aguas naturales los coeficientes son diferentes. Por lo tanto en forma general la ecuación (16) se describe como:

$$(G^*)^n D T = K \quad (17)$$

variando n y K en función de las características del agua cruda. Esos valores se pueden determinar experimentalmente mediante ensayos de coagulación ("jar-test") realizados con velocidad de giro (G) constante y tiempo de floculación variable, de acuerdo con la metodología presentada en el Anexo 1. En el ejemplo dado ese Anexo, donde se supuso la aplicación de una dosis de 20 mg/l de sulfato de aluminio, se determinó que $n = 2,7$ y $K = 24,5 \cdot 10^6$.

1.2. FLOCULADORES

Se acostumbra clasificar los floculadores en mecánicos e hidráulicos. Una clasificación más amplia podría ser realizada en base a la expresión CGT, que representa el mejor proceso.

De acuerdo a esa expresión, una determinada floculación se logra manteniendo una dada concentración de flóculos o aplicando un gradiente de velocidad al agua, o a través de una combinación de ambos. De este modo se clasifica a los floculadores en:

- Floculadores de contacto de sólidos o en manto de lodos.
- Floculadores de potencia o de disipación de energía (hidráulica, mecánica o neumática).

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

En los floculadores de potencia, las partículas son arrastradas con el agua en el flujo a través del tanque de floculación, no teniendo prácticamente influencia la concentración de sólidos siendo los gradientes normalmente prefijados en el proyecto, pudiendo en algunos casos ser ajustados por el operador. Conforme sea la forma de disipación de energía, se clasifican en hidráulicos, mecánicos y neumáticos.

Los floculadores hidráulicos utilizan la energía hidráulica disponible a través de la pérdida de carga en el canal o tanque de mezcla lenta. Los floculadores mecánicos y neumáticos utilizan energía de una fuente externa, generalmente un motor eléctrico para los primeros y un compresor o soplador de aire para los segundos.

Los criterios generales para el proyecto de floculadores de manto de lodos son los siguientes:

- CGT entre 60 y 120
- $C = 0,05$ a $0,20$, más comúnmente $C = 0,15$
- Tiempo de floculación (depende de la profundidad del manto) $5 < T < 15$ min.

- Gradiente de velocidad (depende de la concentración y densidad de los flóculos)
 $G < 5 \text{ s}^{-1}$
- Profundidad del manto $1 < h < 3 \text{ m}$ (media 2 m)

Para los floculadores de potencia los criterios son los siguientes:

- Energía aplicada: $1 \cdot 10^4 < GT < 1 \cdot 10^5$ (media $5 \cdot 10^4$), los valores más bajos para aguas de alta turbiedad y los más altos para aguas de baja turbiedad y G entre 70 a 10 s^{-1} (media 30 s^{-1})
- Tiempo de floculación: 20 a 30 minutos cuando el proceso que sigue es la decantación; 10 a 20 minutos, para la flotación y/o para la filtración directa.
- Profundidad del agua: 2,5 a 5 m
- Número de compartimentos⁶ en la floculación mecánica y neumática: de 2 a 6 (normalmente 3 ó 4)

1.2.1. Floculación en Manto de Lodos

Desde hace mucho se ha observado que el lodo recién coagulado tiene la propiedad de precipitar partículas en suspensión. Este es el principio que dio origen a los decantadores de flujo vertical con manto de lodos, también denominados clarificadores de contacto⁷ o simplemente, clarificador seguido de un nombre o marca de una serie de equipamientos patentados – Circulator, Pulsator, Permujet, Accelerator, etc.

El principio básico es el mismo para todos. Normalmente estas unidades reúnen en un único tanque la floculación y la decantación en flujo vertical. Pueden ser cuadrados, rectangulares o circulares en planta, con el fondo de las paredes verticales o inclinadas.

Los clarificadores en manto de lodos se utilizaron inicialmente en el ablandamiento del agua y con esa finalidad son bastante eficientes, consecuencia de la relativamente elevada densidad del carbonato de calcio precipitado.

En el abatimiento de color y turbiedad con sulfato de aluminio ya no son tan eficientes. La AWWA⁸ informa que pocas unidades se consideran como moderadamente eficientes. Muchas operan bien solamente cerca de la mitad de su capacidad nominal y fracasan cuando se requiere que operen a la capacidad de proyecto, atribuyéndose a una selección inadecuada de parámetros de diseño.

En parte eso puede ser cierto. Sin embargo, en América Latina se debe más a una operación imperfecta por falta de capacitación básica de los operadores, que necesitan un conocimiento más profundo del proceso para un mejor control de las variables de operación.

Algunos proyectos alcanzaron un dimensionamiento hidráulico bastante adecuado, como es el caso del Pulsator, que funciona satisfactoriamente en diferentes condiciones de trabajo.

⁶ En los floculadores hidráulicos normalmente este criterio es automáticamente satisfecho.

⁷ La misma denominación es dada también a unidades de filtración directa de flujo ascendente (“filtros rusos”).

⁸ American Water Works Association: “Water Treatment Plant Design” - 2nd Edition, 1990, pag. 132.

Se observa en un gran número de instalaciones, que falta el ajuste adecuado de los parámetros de control, como período y tiempo de descarga del lodo de los concentradores, tiempo de aspiración y frecuencia de la pulsación en las unidades pulsantes, etc.

En su concepción más simple (**Figura 1**) el agua cruda es descargada próxima al fondo, produciendo cierta turbulencia necesaria a la floculación.

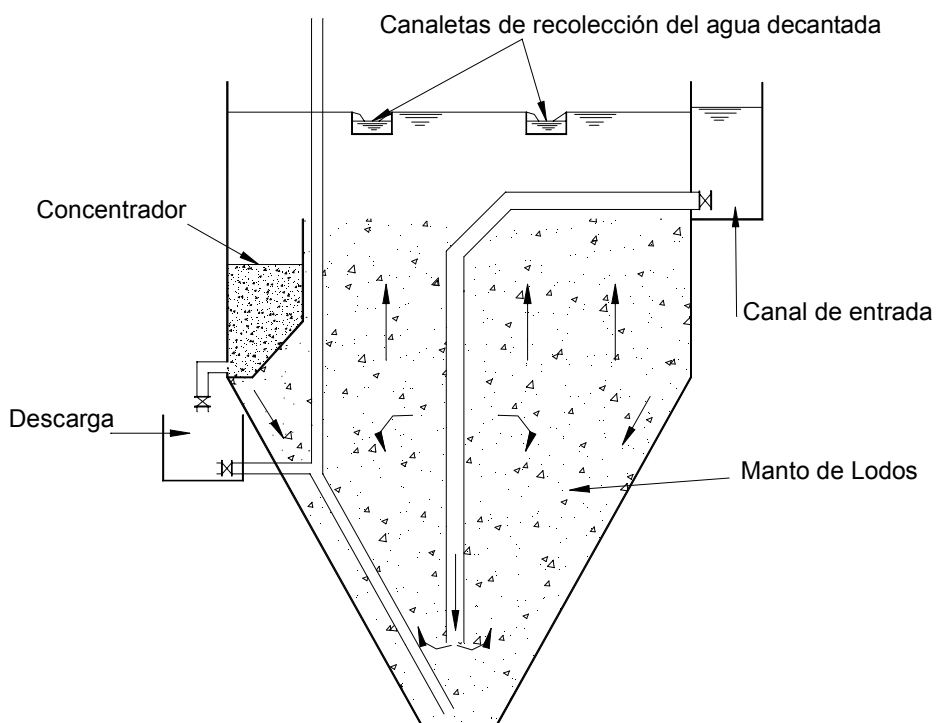


Figura 1. Clarificador de flujo ascendente con manto de lodos

Esa turbulencia es gradualmente disipada en el manto de lodos, cuya tendencia es sedimentar en el sentido contrario al flujo del agua, causando aglutinación de flóculos por contacto entre ellos. Con el aporte de nuevas partículas traídas por el agua cruda y del coagulante aplicado para desestabilizarlas, el manto tiende a expandirse vertiendo hacia el concentrador, desde donde es drenado periódicamente a través de una válvula accionada manualmente o por temporizador, a fin de mantener la concentración óptima del manto de lodos y su estabilidad.

Hudson (1965) estimó que 1 gramo de sulfato de aluminio produce $21,8 \times 10^{-3} \text{ cm}^3$ de partículas floculentas. O sea que para una dosis media de 23 mg/l, la concentración es:

$$C = 23 \cdot 21,8 \cdot 10^{-3} \text{ cm}^3/\text{l} = 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ v/v (cm}^3/\text{cm}^3)$$

O sea de modo general:

$$C = 21,8 \cdot 10^{-6} D \quad (18)$$

donde D es la dosis de sulfato de aluminio en mg/l.

El balance entre los sólidos generados en la coagulación y el volumen que debe ser purgado para mantener una concentración de sólidos deseada, se determina fácilmente como sigue:

- Volumen de sólidos que entra: $Q \cdot C$, donde Q es el caudal que pasa por la unidad.
- Volumen de sólidos que debe salir para mantener una concentración C_o en el manto: $q \cdot C_o$, donde q es el caudal de la purga. Por lo tanto, $q_o \cdot C_o = Q \cdot C$

En consecuencia:

$$q = \frac{Qc}{C_o} \quad \therefore \quad q = 21,8 \cdot 10^{-6} \frac{D \cdot Q}{C_o} \quad (\text{en l/s ó m}^3/\text{h}) \quad (19)$$

Ejemplo 5

Un clarificador en manto de lodos opera con un caudal de 150 l/s y dispone de un concentrador de lodos con un volumen de 10 m³. Cual es la frecuencia y duración de la purga si el lodo descarga por una canalización corta de 4" (100 mm) de diámetro con una carga hidráulica de 3,0 m, para mantener una concentración de lodos del 15%, siendo la dosis de sulfato de aluminio 25 mg/l.

Solución:

1). Datos: $D = 25 \text{ mg/l}$

$$Q = 150 \text{ l.s}^{-1} = 540 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

$$C_o = 0,15$$

2). El lodo en exceso que se acumula en el concentrador es: (ecuación 19)

$$q = 21,8 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{25 \cdot 540}{0,15} = 1,96 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1} \cong 2 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$$

siendo necesario por lo tanto, una purga cada:

$$t_1 = 10 \text{ m}^3 / 2 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1} = 5 \text{ horas}$$

3). El caudal de descarga se estima por

$$Q_d = C_d A \sqrt{2 g H}$$

con $C_d = 0,6$

$$A = \pi (0,1)^2 / 4 = 7,85 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$H = 3,0 \text{ m}$$

$$Q_d = 0,6 \cdot 7,85 \cdot 10^{-3} \sqrt{9,81 \cdot 3,0} = 0,036 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1} = 2,2 \text{ m}^3 \text{ min}^{-1}$$

La duración de la descarga deberá ser por lo tanto:

$$t_2 = 10 \text{ m}^3 / 2,2 \text{ m}^3 \cdot \text{min}^{-1} = 4,5 \text{ min}$$

o aproximadamente $t_2 = 5 \text{ min}$.

En la práctica es preferible realizar descargas con mayor frecuencia y de menor duración, para mantener estable el manto de lodo.

La pérdida de agua con las purgas varía generalmente entre 0,5 y 2% y se determina por la relación q/Q . Los valores mayores corresponden a dosis mayores y menores concentraciones e inversamente las menores pérdidas existen con dosis bajas y mayores concentraciones.

El gradiente de velocidad en la floculación en manto de lodos está dado por:

$$G = \sqrt{\frac{\rho g}{\mu}} \sqrt{\frac{C}{1-C} \cdot \frac{\rho_F - \rho}{\rho} \cdot U_o} \quad (20)$$

donde $U_o = Q/A$ es la velocidad o carga de escurrimiento superficial ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$), siendo

A = el área horizontal del clarificador

ρ_F = densidad de los flóculos ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$)

A una dada carga superficial y temperatura constante, se concluye por la ecuación (20), que el gradiente de velocidad sólo depende de la concentración y de la densidad de los flóculos, la cual aumenta con el uso de auxiliares de coagulación que dan peso a los flóculos, como son: polímeros, bentonita y más recientemente magnetita.

La carga superficial varía normalmente entre 2 a 4 mh^{-1} en la coagulación con sulfato de aluminio, los valores menores para aguas de baja turbiedad con color y los valores más altos para temperaturas más elevadas y aguas turbias. La carga superficial para el ablandamiento es generalmente más elevada.

Ejemplo 6

Un clarificador en manto de lodo con un área útil horizontal de 150 m^2 , trata un caudal de 150 l/s con una concentración de sólidos de 10% (v/v). Determinar el gradiente de velocidad admitiendo una densidad de los flóculos de 1001 kg/m^3 (sulfato de aluminio) y evaluar el producto CGT, siendo de 8 minutos el tiempo de floculación. Temperatura del agua: 15°C .

Solución:

1). Datos: $\rho = 999,13 \text{ kg.m}^{-3}$

$$\mu = 0,001139 \text{ Ns.m}^{-2}$$

$$\rho_F = 1001 \text{ kg.m}^{-3}$$

$$C = 0,10 \text{ cm}^3/\text{cm}^3 = 10\%$$

$$Q = 0,150 \text{ m}^3.\text{s}^{-1}$$

$$A = 150 \text{ m}^2$$

2). Cálculo de U_o

$$U_o = \frac{Q}{A} = \frac{0,150}{150} = 0,001 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1} = 3,6 \text{ mh}^{-1} \quad \text{carga superficial}$$

3). Aplicando la ecuación (20), resulta

$$G = \sqrt{\frac{999,13 \cdot 9,807}{2933,03}} \cdot \sqrt{\frac{0,10}{1 - 0,10} \cdot \frac{1001 - 999,13}{999,13}} \cdot 0,001 = 1,3 \text{ s}^{-1}$$

$$CGT = 0,1 \cdot 1,3 \cdot 480 = 62$$

Que es un valor bajo. El funcionamiento del clarificador será mejor con una mayor concentración. Operando con $C = 15\%$, G aumenta a $1,6 \text{ s}^{-1}$ y $CGT = 0,15 \cdot 1,6 \cdot 480 = 115$

Sin embargo, un aumento en la concentración tiende a desestabilizar el manto de lodos, arrastrando flóculos hacia los filtros. Esto puede solucionarse aumentando la densidad del manto con, por ejemplo, la utilización de un polímero.

Los clarificadores en manto de lodos tienen las siguientes ventajas:

- Un diseño compacto y de uso económico para el depositario de la patente, pues no se exige ningún esfuerzo al ingeniero proyectista en la elaboración de un nuevo proyecto, a no ser pequeñas adecuaciones.
- En condiciones operacionales adecuadas (CGT alrededor de 100 o más) se obtiene una buena eficiencia en la clarificación, debido a la adsorción de partículas primarias por el manto de lodos en la floculación.
- Pueden dilatar el deterioro del efluente causado por una dosis inadecuada del coagulante, debido al efecto tampón (buffer) del manto de lodo.

En contrapartida, las desventajas más marcadas son:

- La demora en formar un manto estable de lodo, lo que lleva días. Hasta formar el manto de lodos, la unidad debe operarse con una carga superficial reducida. El proceso se acelera por medio de una superdosis de coagulante (y alcalinizante si es necesario) aplicando arcillas u otros auxiliares de coagulación, etc.
- Presentan una pérdida rápida de eficiencia en condiciones de sobrecarga o choque hidráulico y son sensibles a la variación de temperatura y/o de calidad del agua cruda.
- Necesitan control operacional más riguroso.

Estas desventajas han sido superadas con el surgimiento de nuevos procesos que se orientan a dar más peso a los flóculos incorporando a ellos partículas de mayor peso específico como microarenas o magnetita.

En los sistemas que utilizan la microarena, ésta es activada (revestida) con un polímero, generalmente alginato de sodio y aplicada luego al coagulante. Los flóculos de hidróxido son “lastrados” por la microarena, usualmente de cuarzo, con una granulometría de 25 a 125 μm , con lo cual se consiguen elevadas cargas superficiales, de 6 m/h en los clarificadores convencionales a 50 m/h o más con la decantación laminar. Los lodos son drenados continuamente y enviados a un hidrociclón para separar la microarena que es recirculada.

Este proceso tuvo su origen en Hungría con el nombre de Cyclofloc, con variantes desarrolladas en otros países, como el Actiflo en los Estados Unidos.

El proceso que usa la magnetita, conocido como Sirofloc fue desarrollado en Australia en la década del 80. En este proceso, partículas de magnetita (Fe_3O_4) con un tamaño de 1 a 10 μm se incorporan al agua con un polímero adecuado o con sulfato de aluminio. La magnetita debe ser desmagnetizada antes de su aplicación para evitar que se aglomere en grandes bloques no efectivos para la coagulación. Las partículas que producen color y turbiedad y otros coloides de carga negativa se adhieren a las partículas de magnetita positivamente cargadas, haciendo que su superficie se cargue negativamente.

La adición de un polímero o un coagulante metálico une, en consecuencia, las partículas de magnetita formando flóculos de alta densidad, que se separan rápidamente del agua que puede sedimentar a una carga superficial de 3 a 6 veces mayor que la carga superficial correspondiente a un flóculo de sulfato de aluminio.

Como en el proceso anterior, se realiza un drenaje continuo de los lodos. La magnetita, magnetizada por un imán permanente es separada de la corriente de lodos, alcalinizándose éstos a un pH elevado.

Esto hace negativa la carga en la superficie de la magnetita, mientras las impurezas mantienen su carga y se separan de la superficie de la magnetita, que es removida del efluente a través de tambores magnetizados y recirculada al inicio del proceso por medio de un bombeo que la desmagnetiza automáticamente.

1.2.2. Floculadores Hidráulicos

Los primeros floculadores utilizados para tratamiento del agua fueron canales, donde se aprovechaba la energía hidráulica del agua en movimiento para la floculación. De este modo, cualquier dispositivo que utilice la energía hidráulica disipada en el flujo del agua a través de un tanque, canal o canalización, puede utilizarse como floculador hidráulico.

Los floculadores hidráulicos más utilizados han sido los de chicanas, de flujo horizontal o vertical. En los primeros, el agua circula con un movimiento de ida y vuelta y en los segundos, la corriente sube y baja sucesivamente contornando las diversas chicanas.

Otros tipos, tales como el floculador de flujo helicoidal y el denominado “Alabama” han sido utilizados con éxito en pequeñas instalaciones. Además se debe citar el floculador en medio poroso, que tuvo sus primeras aplicaciones en la India y en el Brasil, en la década del 70 y recientemente fue perfeccionado en Francia y en los Estados Unidos.

Las principales deficiencias de los floculadores hidráulicos señaladas en la literatura técnica han sido:

- La falta de flexibilidad para responder a cambios en la calidad del agua.
- La hidráulica y los parámetros de floculación – tiempo de floculación y gradientes de velocidad – son función del caudal y no se regulan independientemente o son de difícil ajuste.
- La pérdida de carga puede ser significativa.
- La limpieza es generalmente difícil.

Por estas razones, los floculadores hidráulicos casi cayeron en desuso, prefiriéndose los tanques de floculación mecánicos. Sin embargo, la experiencia ha demostrado que la eficiencia de floculadores hidráulicos puede ser superior a la de otros tipos de floculadores, aun con tiempos de floculación relativamente cortos, de 10 ó 15 minutos.

La principal razón de tal circunstancia radica en que, los tanques de floculación mecánica están sujetos a cortocircuitos y zonas muertas, prácticamente inexistentes en los canales de floculación hidráulica.

Por otro lado, si consideramos el número de Camp como el parámetro más significativo en el proceso de floculación, el floculador hidráulico no es tan poco flexible como puede suponerse. Al contrario, como se ve en la **Figura 2**, en términos del número de Camp, el floculador hidráulico es menos sensible a las variaciones de caudal que el mecánico. En un floculador hidráulico, el gradiente de velocidad varía con el caudal en la potencia 1,5.

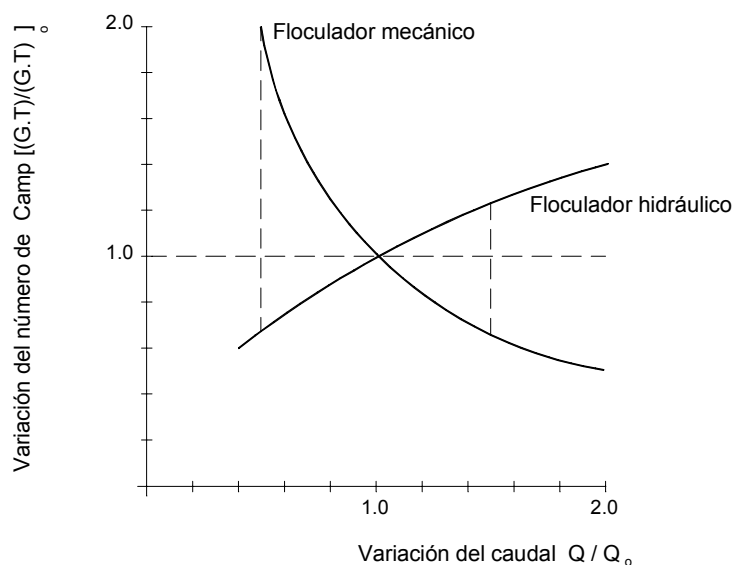


Figura 2. Comparación entre la variación del Número de Camp con el caudal entre un floculador hidráulico y uno mecánico

$$\frac{G}{G_o} = \left(\frac{Q}{Q_o} \right)^{3/2} \quad (21)$$

La variación correspondiente del número de Camp, $Ca = GT$, es mucho menor:

$$\frac{Ca}{Ca_o} = \left(\frac{Q}{Q_o} \right)^{1/2} \quad (22)$$

Con una selección adecuada de los gradientes de velocidad, los floculadores hidráulicos se vuelven más flexibles a las variaciones de caudal. Considerando los límites máximos de 75 s^{-1} en la entrada y 10 s^{-1} en la salida de los floculadores, estos límites no serían superados para una variación de $\pm 50\%$ del caudal nominal, si se han fijado gradientes entre 40 y 20 s^{-1} .

Los gradientes de velocidad en los floculadores hidráulicos se calculan como mezcladores hidráulicos a través de la aplicación del Capítulo VII-6 numeral 7.3.

Floculadores de Chicanas

La elección del tipo de floculador de chicanas, de flujo horizontal o vertical, depende más de razones de orden práctico y económico. Una recomendación general indica el uso de floculadores de flujo horizontal para caudales superiores a 75 l/s y para capacidades menores, floculadores de flujo vertical.

En tanto la limitación del tamaño de los floculadores de flujo vertical es función de la profundidad. Con profundidades de hasta 4,5 m, se utilizan floculadores de flujo vertical para capacidades de hasta 1.000 l/s. Por otra parte, en los floculadores de chicanas de pequeña capacidad (40 l/s o menor) de flujo horizontal o vertical, el problema básico se presenta por el poco espacio que resulta entre las chicanas que en ese caso, no deben ser fijas para facilitar la construcción y la limpieza.

Para plantas de potabilización de pequeña capacidad las soluciones simplificadas como los floculadores de flujo helicoidal o de tipo Alabama y los floculadores en medio poroso, son las mejores alternativas.

Los gradientes de velocidad más adecuados para la floculación deben determinarse, siempre que sea posible, a través de ensayos de coagulación. No habiéndose realizado investigaciones de laboratorio (según se indica en el Anexo 1), se preverá un gradiente de velocidad en el primer compartimento del floculador igual a 70 s^{-1} y un mínimo para el último compartimento, igual a 10 s^{-1} . Normalmente, a esos valores corresponden velocidades del orden de 0,30 a 0,10 m/s.

La posibilidad de variaciones del caudal deberán tenerse en cuenta para determinar las variaciones correspondientes del gradiente de velocidad y del número de Camp, definidos respectivamente por las ecuaciones (21) y (22). El tiempo de detención en el tanque o canal de floculación estará entre 20 y 30 minutos, a no ser que en casos especiales, investigaciones de laboratorio justifiquen valores fuera de este intervalo.

En el proyecto de los floculadores de chicanas se deben observar las siguientes recomendaciones:

- La velocidad del agua a lo largo de las chicanas deberá estar comprendida entre 0,30 m/s al comienzo de la floculación y 0,10 m/s al final.
- La separación mínima entre chicanas deberá ser de 0,60 m; que podrá ser menor, en caso que las chicanas sean fácilmente removibles, por ejemplo con guías o ranuras en la pared.
- En los floculadores de flujo horizontal, la separación máxima entre el extremo de la chicana y la pared del canal no debe ser superior a lo largo de la propia chicana. El criterio equivalente en los floculadores de flujo vertical es mantener una profundidad del agua no inferior a 3 veces la separación entre chicanas.
- La separación entre la extremidad de la chicana y la pared del canal, o sea el pasaje libre entre dos chicanas consecutivas, debe ser igual a 1,5 veces el espacio entre las chicanas. Equivale decir que la velocidad U_2 (**Figura 3**) en el pasaje debe ser igual a $2/3$ de la velocidad U_1 en el canal entre chicanas.

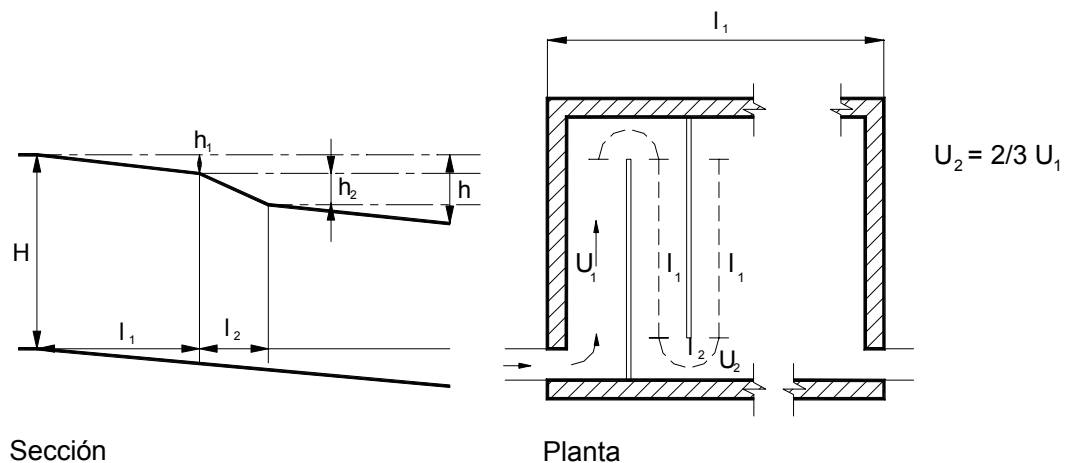


Figura 3. Floculador de chicanas de flujo horizontal

Cuando esta última condición es satisfecha, el dimensionamiento de un floculador hidráulico de chicanas puede realizarse utilizando las siguientes ecuaciones, propuestas por Richter (1981):

Gradiente de velocidad
$$G = \frac{Q}{A} \cdot \sqrt{\frac{13 + 9f}{18} \cdot \frac{\rho}{\mu} \cdot \frac{m^3}{T}} \quad (23)$$

Número de canales entre chicanas
$$m = \sqrt[3]{\frac{\mu}{\rho} \cdot \frac{18}{13 + 9f} \left(\frac{A}{Q} G \right)^2 T} \quad (24)$$

Pérdida de carga
$$h = \frac{13 + 9f}{18g} \cdot \left(\frac{Q}{A} \right)^2 m^3 \quad (25)$$

Donde f = coeficiente de la fórmula de Darcy (puede adoptarse valores entre 0,02 - 0,03 para el dimensionamiento)

Q = caudal que pasa por la unidad (m^3/s)

T = tiempo de floculación o tiempo que requiere el caudal para circular por el canal o tramo considerado (s)

A = área total del canal o tramo considerado normal al flujo (m^2)

En los floculadores de flujo horizontal $A = H \cdot L$ y en los de flujo vertical, $A = a \cdot L$, donde L es la longitud del canal o tramo considerado, H es la profundidad del agua y a es el ancho del canal, parámetros en metros.

Si bien es habitual encontrar en la literatura menciones referentes a la falta de flexibilidad de los floculadores hidráulicos, un diseño cuidadoso de los mismos puede superar este inconveniente y permitir adecuar su funcionamiento a condiciones variables de velocidad, caudal y calidad de agua⁹.

Ejemplo 7

Un floculador de chicanas de flujo vertical, ubicado en una planta de potabilización, que trata 75 l/s, presenta tres compartimentos en serie (Figura 4). Cada uno tiene una longitud $L = 10,0$ m, ancho $B = 0,90$ m y una profundidad líquida media $H = 3,5$ m, con la siguiente separación entre chicanas:

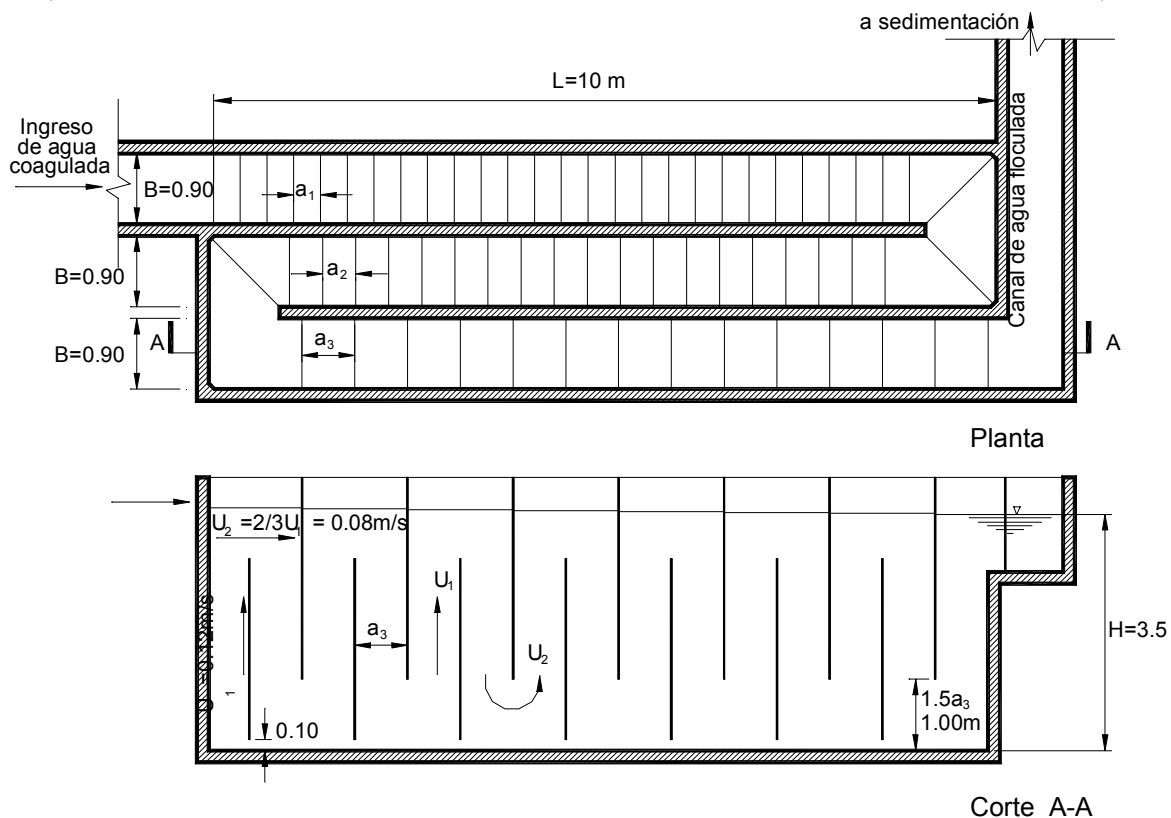


Figura 4. Floculador de chicanas de flujo vertical

⁹ En tal sentido se recomienda la consulta del trabajo "Diseño de floculadores hidráulicos abiertos de flujo horizontal" J. Haarhoff - Departamento de Ingeniería Civil y Urbana, Universidad Ran Afrikaans. Johannesburg. South Africa. Un extracto de AQUA (47,142,152) se publicó en Ingeniería Sanitaria y Ambiental N° 40 - Octubre 1998, pág 63.

- Primera sección $a_1 = 0,31 \text{ m}$
- Segunda sección $a_2 = 0,42 \text{ m}$
- Tercera sección $a_3 = 0,67 \text{ m}$

Evaluar los gradientes de velocidad en cada sección, el número de Camp y las pérdidas de carga en cada sección y total, para una temperatura de 10°C . Considerar un coeficiente de la fórmula de Darcy $f = 0,02$.

Solución:

1). Datos: A 10°C , $\rho = 999,73 \text{ kg.m}^{-3}$

$$\mu = 0,001307 \text{ N.s.m}^{-2}$$

2). Cálculo del tiempo de floculación en cada sección.

Area a considerar en el cálculo: $A = B \cdot L = 0,90 \cdot 10,00 = 9,00 \text{ m}^2$

Volumen: $V = A \cdot H = 9,00 \cdot 3,5 = 31,5 \text{ m}^3$

Tiempo de floculación: $T = V/Q = 31,5 / 0,075 = 420 \text{ s}$

3). Número de canales entre chicanas en la primera sección:

$$m = L / a_1 = 10 / 0,31 = 32$$

4). Gradiente de velocidad en la primera sección. Aplicando la ecuación (23), resulta

$$G = \frac{0,075}{9,0} \sqrt{\frac{999,73}{0,001307} \cdot \frac{13 + (9 \cdot 0,2)}{18} \cdot \frac{(32)^3}{420}} = 62 \text{ s}^{-1}$$

Repitiendo el cálculo para los compartimentos que siguen, resultan respectivamente los gradientes de 41 y 20 s^{-1} .

5). Número de Camp. $Ca = \Sigma GT = (62 + 41 + 20) \cdot 420 \cong 5,2 \cdot 10^4$

6). Pérdida de carga. Aplicando la ecuación (25) para la sección 1, resulta

$$h = \frac{13 + (9 \cdot 0,2)}{18 \cdot 9,807} \cdot (32)^3 \cdot \left(\frac{0,075}{9,00} \right)^2 = 0,191 \text{ m}$$

Repitiendo el cálculo para las restantes secciones, resultan pérdidas de carga de $0,071 \text{ m}$ y $0,02 \text{ m}$. totalizando una pérdida de carga de $0,282$ en el tanque de floculación.

Ejemplo 8

Dimensionar un floculador de chicanas de flujo horizontal, para una estación de tratamiento que tendrá 25 l/s de capacidad. El tiempo total de floculación será de 20 minutos y el canal de floculación será dividido en tres tramos de igual volumen con gradientes de velocidad constantes en cada tramo e iguales respectivamente a 40, 30 e 20 s⁻¹. El proyectista pretende aprovechar una pared común a los tanques de decantación. Así, una de las dimensiones del floculador (longitud) se fijará en 15,0 m. Se considera razonable una profundidad media del agua de 0,80 m. Considerar una temperatura de 15 °C y un coeficiente de la fórmula de Darcy $f = 0,025$.

Solución:

1). Datos: $\rho = 999,13 \text{ kg.m}^{-3}$

$$\mu = 0,001139 \text{ N.s.m}^{-2}$$

2). Dimensiones del tanque de floculación.

Volumen total: $V = Q \cdot T = 0,025 \cdot 20 \cdot 60 = 30 \text{ m}^3$

Ancho total: siendo $H = 3,0 \text{ m}$ y $L = 15,0 \text{ m}$,

$$3B = [V / (H \cdot L)] = [30 / (0,8 \cdot 1,5)] = 2,50 \text{ m}$$

resultando para cada canal un ancho $B = 0,83 \text{ m}$.

3). Cálculo del número de canales entre las chicanas. El área total normal al flujo es $A = H \cdot L = 0,80 \cdot 15 = 12 \text{ m}^2$ y el tiempo de floculación en cada tramo $T = 20 \cdot 60 / 3 = 400 \text{ s}$. Aplicando la ecuación (24) para el primer tramo:

$$m = \sqrt[3]{\frac{\mu}{\rho} \cdot \frac{18}{13 + (9f)} \left(\frac{A}{Q} \cdot G \right)^2 \cdot T}$$

$$m = \sqrt[3]{\frac{0,001139}{999,13} \cdot \frac{18}{13 + (9 \cdot 0,025)} \left(\frac{12}{0,025} \cdot 40 \right)^2 \cdot 400} = 61$$

lo que resulta una separación entre chicanas $a_1 = L / m = 15,0 / 61 = 0,25 \text{ m}$. Repitiendo el cálculo anterior para los restantes, resultan respectivamente, 50 chicanas separadas $a_2 = 0,30 \text{ m}$ y 38 chicanas separadas $a_3 = 0,40 \text{ m}$.

La pérdida de carga total aplicando la ecuación 25, es:

$$h = \frac{13 + 9f}{18g} \left(\frac{Q}{A} \right)^2 \cdot m^3 = \frac{13 + (9 \cdot 0,025)}{18 \cdot 9,807} \left(\frac{0,025}{12} \right) \cdot 32^3 = 0,135 \text{ m}$$

y al número de Camp $Ca = G \cdot T = 3,6 \cdot 10^4$

Floculadores hidráulicos de acción de chorro de agua

Se incluyen en esta clasificación los floculadores de flujo helicoidal y los denominados floculadores “Cox” y “Alabama”. En esos floculadores, los pasajes entre las cámaras son orificios sumergidos. Las pérdidas de carga se calculan por la fórmula general

$$h = K \frac{U^2}{2g} \quad (26)$$

El coeficiente K que depende de la forma y dimensiones de los orificios se encuentra en los manuales de hidráulica. El gradiente medio en el tanque de floculación se calcula aplicando el valor de la pérdida de carga con el tiempo de detención en la ecuación 4 del Capítulo VII-6 numeral 7.3. Los gradientes en los pasajes son generalmente más elevados y se calculan con la ecuación 6 del Capítulo VII-6 numeral 7.3. La estabilidad de los flóculos es verificada con el número de Sinclair y Sindelar, definido en la ecuación (6) del presente Capítulo.

En los floculadores helicoidales (también denominados de flujo tangencial o de flujo espiral) la energía hidráulica se utiliza para generar un movimiento helicoidal en el agua, inducido por su entrada tangencial en la cámara de floculación.

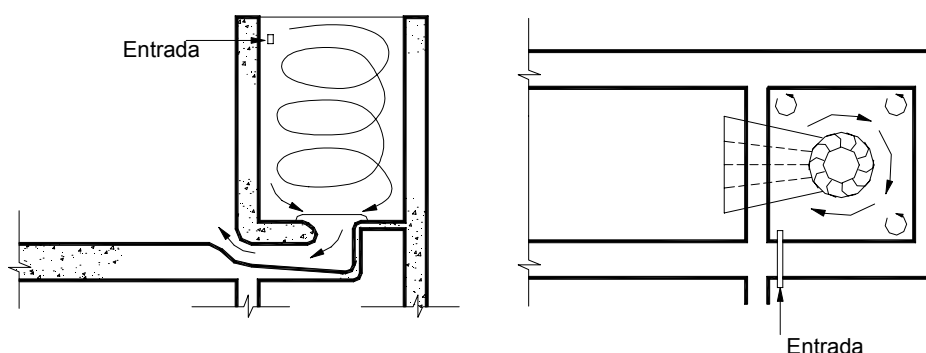


Figura 5. Floculador de flujo helicoidal para pequeñas comunidades

Este tipo de floculador fue ideado por el Ing. Mario Carcedo, en el Centro de Ingeniería Sanitaria de Rosario, Argentina.

El tamaño y número de cámaras es función de la capacidad de la instalación. Normalmente se recomienda un mínimo de cinco cámaras en serie. Para instalaciones muy pequeñas, el proyecto de Mario Carcedo, ilustrado en la **Figura 5**, tiene sólo una cámara de floculación. En la República Dominicana, Carlos Miranda (1974) proyectó una instalación con dos cámaras en serie, con resultados satisfactorios.

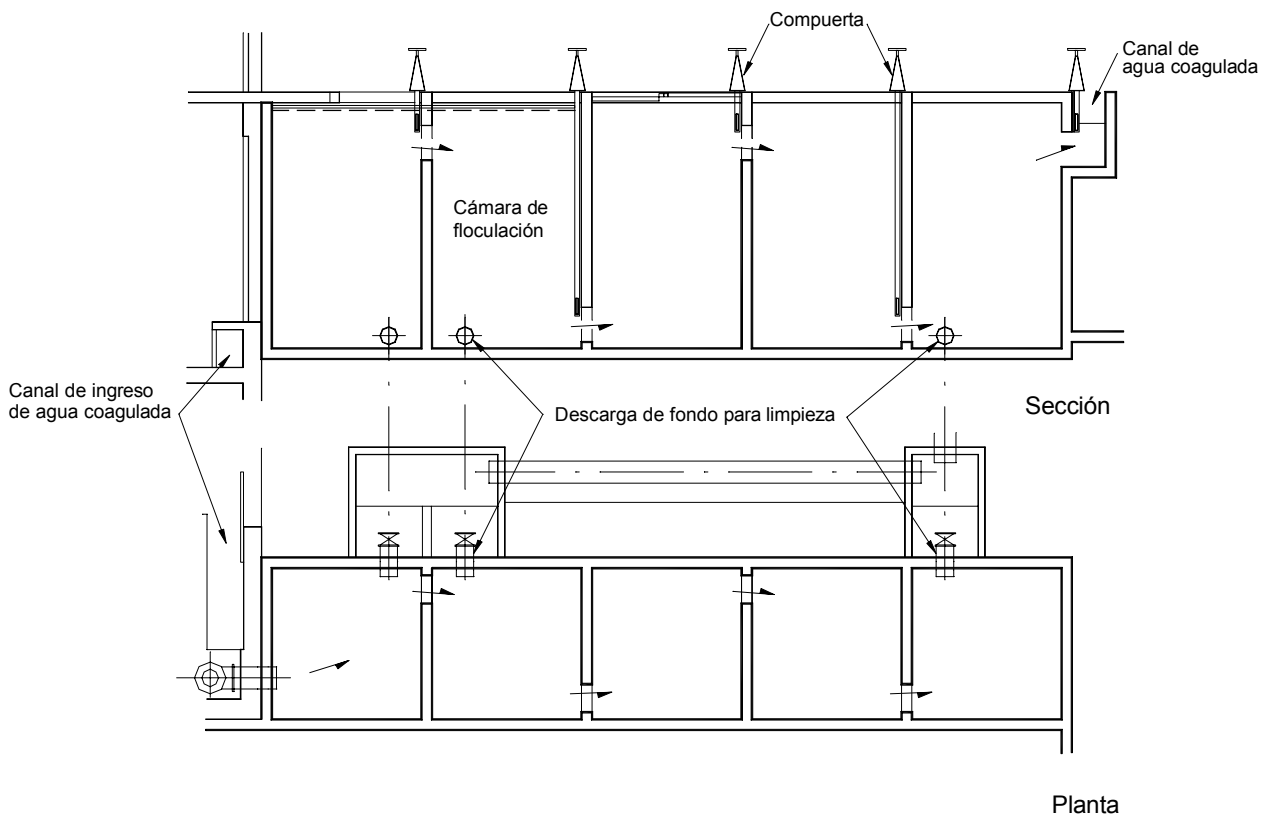


Figura 6. Floculador Cox

En el floculador Cox, **Figura 6**, hay cinco cámaras en serie. Las aberturas se colocan alternativamente en la parte superior e inferior y a cada lado de las cámaras, forzando el agua a realizar un movimiento en zig-zag.

La intensidad de la agitación se controla por medio de compuertas tipo “stop log” colocadas en las aberturas. El floculador fue ideado por el Ing. Charles R. Cox, cuando fue consultor del Ministerio de Salud del Brasil en la década del 60. La velocidad en los pasajes entre las cámaras varía entre 0,7 y 0,5 m/s en la primera cámara y 0,20 y 0,10 m/s en la última cámara, siendo el tiempo de floculación entre 15 y 25 minutos.

El floculador tipo “Alabama” está constituido por compartimentos intercomunicados por la parte inferior a través de curvas de 90° hacia arriba (**Figura 7**). El flujo es ascendente y descendente en el interior del mismo compartimento y de este modo, aprovecha el fenómeno de floculación por sedimentación diferencial, asociada a la floculación ortocinética, lo que lo hace a este tipo de floculador muy eficiente, a pesar de su simplicidad.

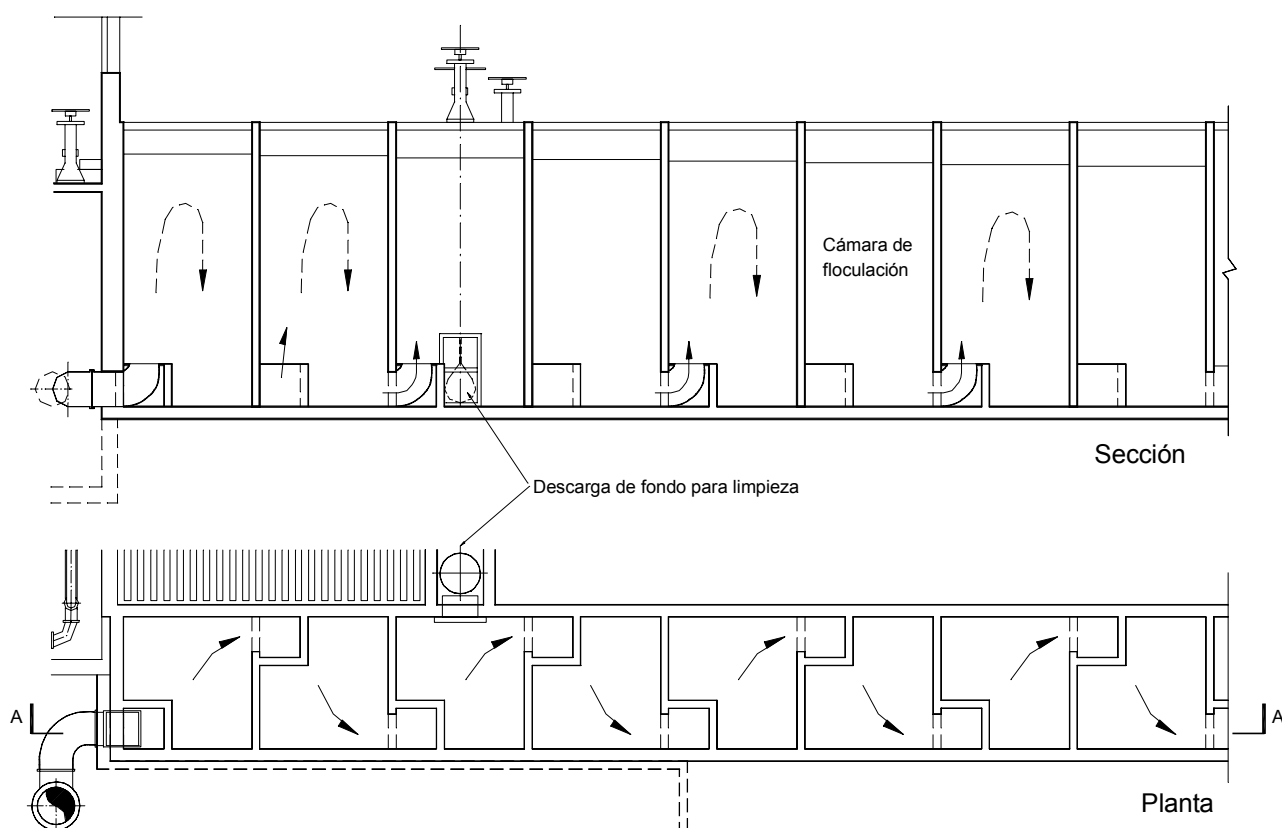


Figura 7. Floculador tipo Alabama

Las bocas removibles instaladas en la salida de las curvas permiten ajustar la velocidad a las condiciones de cálculo o de operación. Los criterios usuales de proyecto son:

- | | |
|------------------------------------|---|
| • Carga superficial por cámara | 25 a 50 l/s por metro cuadrado |
| • Velocidad en las curvas | 0,4 a 0,6 m/s |
| • Número de Camp | $3,6 \cdot 10^4$ a $7,5 \cdot 10^4$ (para diseño se puede usar $5 \cdot 10^4$) |
| • Tiempo de floculación total | 15 a 25 minutos |
| • Longitud de la cámara | 0,75 a 1,50 m |
| • Ancho | 0,50 a 1,25 m |
| • Profundidad del agua | 1,5 a 3,0 m |
| • Profundidad de la boca de salida | $\leq 2,40$ m |

Ejemplo 9

Dimensionar un floculador Alabama para un caudal de 24 l/s, fijándose los siguientes parámetros: (1) carga superficial por cámara: 30 l/s.m²; (2) tiempo de floculación: 20 minutos. Calcular el gradiente medio y verificar la estabilidad de los flóculos en los pasajes y el número de Camp resultante. Temperatura del agua: 17,5 °C.

Solución:

1). Datos. para 17,5 °C $\rho = 998,68 \text{ kg.m}^{-3}$

$$\mu = 0,001075 \text{ N.s.m}^{-2}$$

2). Dimensiones básicas del tanque de floculación.

Volumen total: $V = QT = 0,024 \cdot 20 \cdot 60 = 28,8 \text{ m}^3$

Proyectando 12 cámaras en serie, resulta para cada cámara un volumen $V = 2,4 \text{ m}^3$.

Área de cada cámara $A = Q/(30 \text{ l/s.m}^2) = 2,4 / 30 = 0,8 \text{ m}^2$

Profundidad media del agua: $H = V / A = 2,4 / 0,8 = 3,0 \text{ m}$

3). Cálculo del gradiente de velocidad.

Con curvas de 250 mm de diámetro, la velocidad en los pasajes será:

$$U = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 0,024}{\pi (0,25)^2} = 0,49 \text{ m.s}^{-1}$$

En manuales de hidráulica, obtenemos:

Entrada de canalización: $K = 0,5$

Curva 90°, radio largo $K = 0,4$

Salida de canalización $K = 1,0$

$$\Sigma K = 1,9$$

Pérdida de carga en cada cámara: $h = 1,9 \cdot \frac{(0,49)^2}{2 \cdot 9,807} = 0,023 \text{ m}$

Pérdida de carga total: $h = 12 \cdot 0,023 = 0,28 \text{ m}$

El gradiente de velocidad medio se calcula aplicando la ecuación 4 del Capítulo VII-6 numeral 7.3, con $t = 20 \cdot 60 = 1200 \text{ s}$:

$$G = \sqrt{\frac{\rho g}{\mu} \cdot \frac{h}{T}} = \sqrt{\frac{998,68 \cdot 9,807}{0,001075} \cdot \frac{0,28}{1.200}} = 46 s^{-1}$$

con un número de Camp, $Ca = 46 \cdot 1200 = 5,5 \cdot 10^4$.

El gradiente localizado en los pasajes se da por la ecuación 6 del Capítulo VII-6, con $n = 0,013$ e $R_H = D / 4 = 0,25 / 4 = 0,0625$ m:

$$G = n \cdot \sqrt{\frac{\rho g}{\mu}} \cdot R_H^{-0,67} \cdot U^{1,5} = 0,012 \cdot \sqrt{\frac{998,68 \cdot 9,807}{0,001075}} (0,0625)^{-0,67} \cdot (0,49)^{1,5} = 79 s^{-1}$$

El número de Reynolds en el pasaje es

$$Re = \frac{\rho DV}{\mu} = \frac{998,68 \cdot 0,25 \cdot 0,49}{0,001075} \cong 113.800$$

La estabilidad de los flóculos de sulfato de aluminio está garantizada cuando $S = G \cdot (Re)^{-1/2} < 0,3$. Con los resultados del problema,

$$S = 79 \cdot (113.800)^{-0,5} = 0,23$$

por lo tanto aceptable.

Floculación en medio poroso (floculadores de piedras)

Los floculadores de piedra son una alternativa de proyecto simple y barata para pequeñas estaciones de tratamiento. Se probaron en plantas piloto y se aplicaron a diversas instalaciones en la India por Kardile (1981) y en Brasil con desarrollo teórico de Richter (1980) y Kuczynski y Droste (1985).

El problema que se verificó en algunas instalaciones consistió en la acumulación de sólidos en los poros, inclusive en arena fina y arcillas, de difícil limpieza. La idea original se llevó a los Estados Unidos (Schulz, 1994) y Francia (Sens, 1992) donde utilizaron materiales flotantes, esferas de porcelana huecas en el primer país e isopor en el segundo, tratando de evitar problemas de limpieza, la que se realiza expandiendo el medio por flotación ayudada con un lavado auxiliar con aire, semejante al de un filtro.

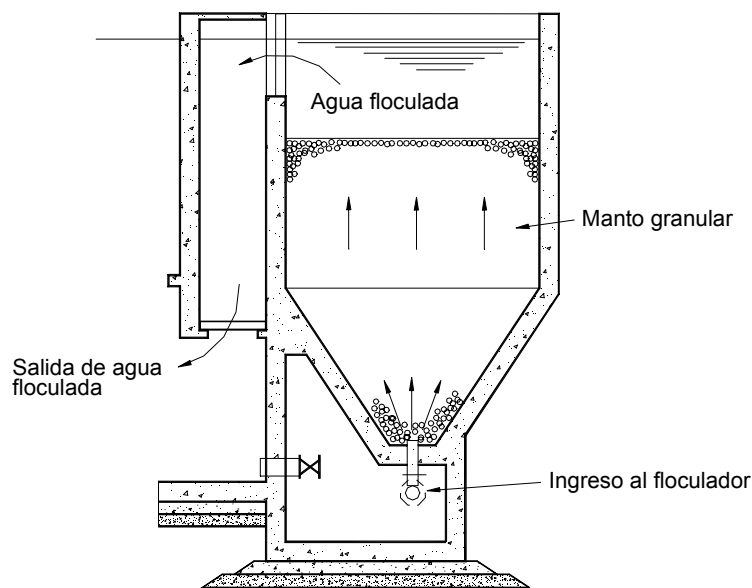


Figura 8. Floculador de medio poroso con flujo ascendente

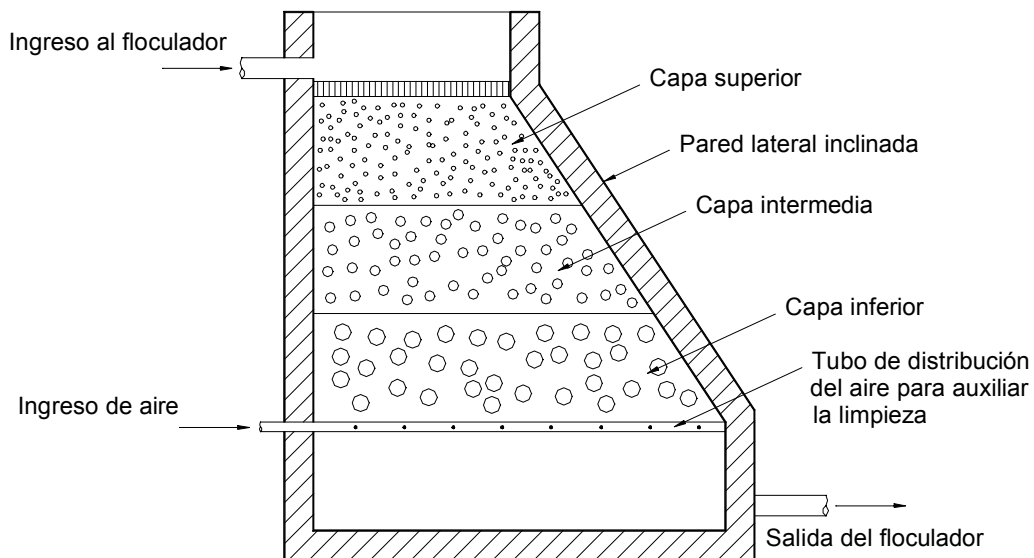


Figura 9. Floculador de medio poroso con flujo descendente

La floculación en medio poroso o por contacto consiste en pasar el agua, luego de haber recibido el coagulante, a través de un medio granular contenido en un tanque, generalmente de flujo ascendente (**Figura 8**) o descendente (**Figura 9**). Es suficiente un tiempo de floculación de 3 a 5 minutos. Por lo tanto, el parámetro determinante es el número de Camp que no debe ser inferior a $1,5 \cdot 10^4$.

En vista de ello resultan gradientes bastante elevados, generalmente de 400 a 50 s⁻¹, que serían inadecuados para una unidad convencional de floculación. Estos valores se refieren al medio poroso limpio. Con el tiempo, el material que se acumula en el medio provoca un aumento en la pérdida de carga y aumentan el G y Ca hasta hacerse necesaria una limpieza.

Los gradientes de velocidad en un floculador en medio granular se calculan con la ecuación:

$$G = \sqrt{\frac{\rho}{\mu} \cdot \frac{g}{\varepsilon} \cdot \frac{U \cdot J}{\varepsilon}} \quad (27)$$

siendo $U = Q/A$ = velocidad de aproximación ("face velocity") (m.s⁻¹)

J = pérdida de carga unitaria en el medio poroso

ε = porosidad del medio.

La pérdida de carga unitaria J está en función del número de Reynolds, definido para el flujo en medio poroso como

$$Re = \frac{\rho U K^{1/2}}{\mu} \quad (28)$$

donde K es la permeabilidad del medio (m²) que puede calcularse con la fórmula de Carman-Kozeny

$$K = \frac{\varepsilon^2 d^2}{180 \phi^2 (1 - \varepsilon)^2} \quad (29)$$

donde d = diámetro o tamaño de las partículas (m),

ϕ = factor de forma

Descripción	Factor de forma (ϕ)	Porosidad (ε)
Esféricos	1,00	0,38
Redondeados	0,98	0,38
Desgastados	0,94	0,39
Agudos	0,81	0,40
Angulares	0,78	0,43
Triturados	0,70	0,48

Tabla 2. Factores de forma y porosidad de materiales granulares típicos

A bajas velocidades predominan las fuerzas de viscosidad y es válida la ley de Darcy para el flujo laminar. El límite superior de esta faja se caracteriza por un Número de Reynolds $Re \leq 10$, con un valor crítico $Re = 38$.

En las investigaciones realizadas por Kuczynski (1985) y en las instalaciones existentes, el flujo es laminar, con bajos números de Reynolds. De este modo, la pérdida de carga unitaria puede ser calculada por la expresión empírica basada en la fórmula de Kozeny-Carman, como la propuesta por Kroupa (1960):

$$J = \frac{h}{L} = 193 \frac{\mu}{\rho \cdot g} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{U}{(\phi \cdot d)^2} \quad (30)$$

Substituyendo la ecuación (30) en la ecuación (27), resulta

para flujo laminar
$$G = 13,9 \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^2} \cdot \frac{U}{\phi \cdot d} \quad (31)$$

ecuación que muestra que si el flujo es laminar, los gradientes de velocidad no dependen de la temperatura del fluido.

En la faja de transición, para el número de Reynolds entre 10 y 300, la pérdida de carga unitaria J, recordando que la velocidad intersticial es igual a la de aproximación dividida por la porosidad ε del medio, puede calcularse con:

$$J = \frac{h}{L} = 180 \frac{\mu}{\rho \cdot g} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{U}{(\phi \cdot d)^2} + 1,75 \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{U^2}{g \cdot \phi \cdot d} \quad (32)$$

Ejemplo 10

El floculador indicado en la **Figura 25** está lleno de piedras de un tamaño medio de 12,7mm (1/2"). La parte inferior es un tronco de pirámide de base cuadrada con 1,20 m de lado y la sección de entrada tiene 0,50m de lado. Determinar la faja de variación de los números de Reynolds y gradientes de velocidad para un caudal de 15 l/s. Temperatura del agua 15° C.

Solución:

1). Datos: De la **Tabla 2** para piedras se obtiene:

$$\phi = 0,81 \text{ y } \varepsilon = 0,4, \text{ con } d = 12,7 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

A 15°C $\rho = 999,13 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$

$$\mu = 0,001139 \text{ N} \cdot \text{s} \cdot \text{m}^{-2}$$

2). Número de Reynolds

La velocidad de la sección de entrada es:

$$U_1 = Q / A = 0,015 / (0,5)^2 = 0,06 \text{ m/s}$$

y en la sección de salida:

$$U_2 = 0,015 / (1,2)^2 = 0,01 \text{ m/s}$$

Por la ecuación (29)
$$K = \frac{(0,4)^3 \cdot (12,7 \cdot 10^{-3})^2}{180 \cdot (0,81)^2 \cdot (1 - 0,4)^2} = 2,43 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2$$

En la sección de entrada

$$Re = \frac{\rho U_1 K^{1/2}}{\mu} = \frac{999,13 \cdot 0,06 \cdot (2,43 \cdot 10^{-7})^{0,5}}{0,001139} = 26 > 10 \text{ régimen de transición}$$

En la base superior de la pirámide $Re = 4$,

resultando por lo tanto, una variación del número de Reynolds entre 26 y 4.

3). Gradientes de velocidad

En la entrada el número de Reynolds indica condiciones de transición entre el flujo laminar y turbulento, debiendo aplicarse la ecuación (63) en el cálculo de J para la determinación del gradiente.

$$J = 180 \cdot \frac{0,001139}{999,13 \cdot 9,81} \cdot \frac{(1-0,4)^2}{(0,4)^3} \cdot \frac{0,06}{(0,81 \cdot 12,7 \cdot 10^{-3})} + 1,75 \frac{1-0,4}{(0,4)^3} \cdot \frac{(0,06)^2}{9,81 \cdot 0,81 \cdot 12,7 \cdot 10^{-3}}$$

$$J = 0,585$$

El gradiente es entonces calculado aplicando J en la ecuación (27):

$$G = \sqrt{\frac{999,13 \cdot 9,807}{0,001139} \cdot \frac{0,585 \cdot 0,06}{0,4}} = 868 \text{ s}^{-1}$$

En la base superior de la pirámide, el flujo es laminar, empleándose la ecuación (31):

$$G = 13,9 \frac{1-0,4}{(0,4)^2} \cdot \frac{0,01}{0,81 \cdot 12,7 \cdot 10^{-3}} = 51 \text{ s}^{-1}$$

El gradiente varía entre 868 y 51 s⁻¹.

1.2.3. Floculadores Mecánicos

Los floculadores mecánicos se distinguen básicamente por el tipo de movimiento giratorio y alternativos u oscilantes. Los primeros son de paletas (**Figura 11**) que operan a bajas velocidades de rotación o turbinas (**Figura 12**) a velocidades relativamente altas. Los floculadores alternativos presentan dos tipos básicos conocidos por "Walking Beam" y

“Ribbon Flocculator”. Consisten básicamente en sistemas oscilantes y se distinguen entre sí por la velocidad angular que en el “Ribbon Flocculator” (floculador de cintas o listones) es constante y una función senoidal en el “Walking Beam” (balancín).

Del análisis de la ecuación (14) se deduce que la eficiencia de la floculación aumenta con el número de cámaras en serie, normalmente se recomienda proyectar por los menos tres cámaras, pudiéndose adoptar sólo dos en proyectos de flotación por aire disuelto.

Por otro lado la práctica demuestra que no es apreciable la mejora de la eficiencia cuando se construyen más de cuatro cámaras en serie.

Mucho más importante resulta tener un buen diseño hidráulico de las cámaras, a fin de eliminar los corto-circuitos.

La **Figura 10** orienta respecto a configuraciones de cámaras que resultan adecuadas y aquéllas que deben evitarse.

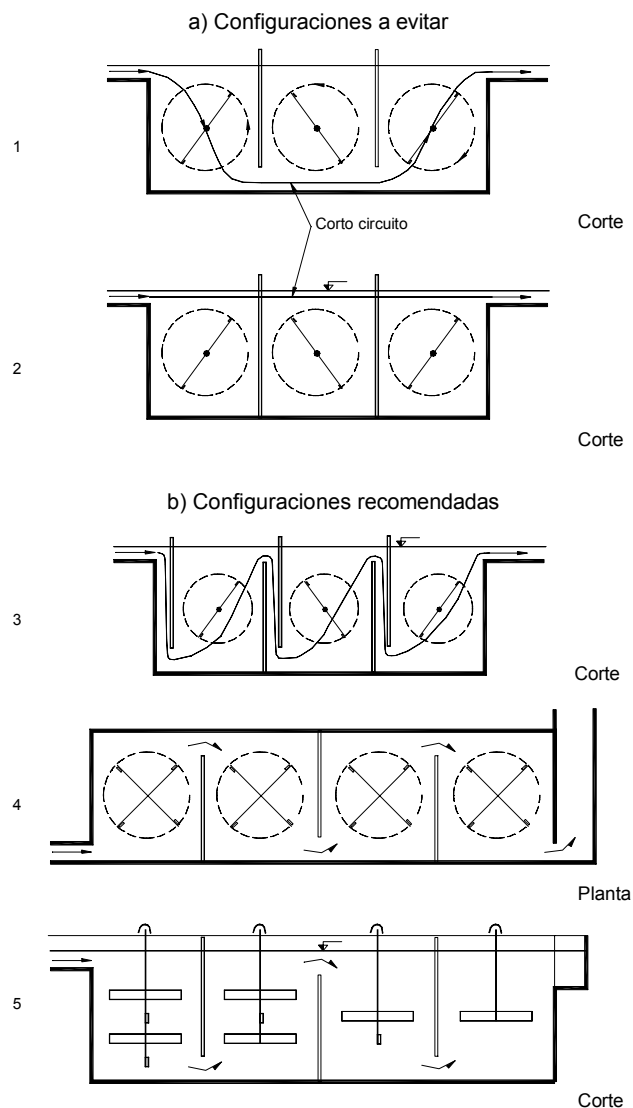
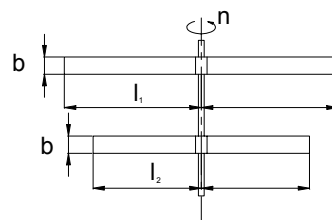
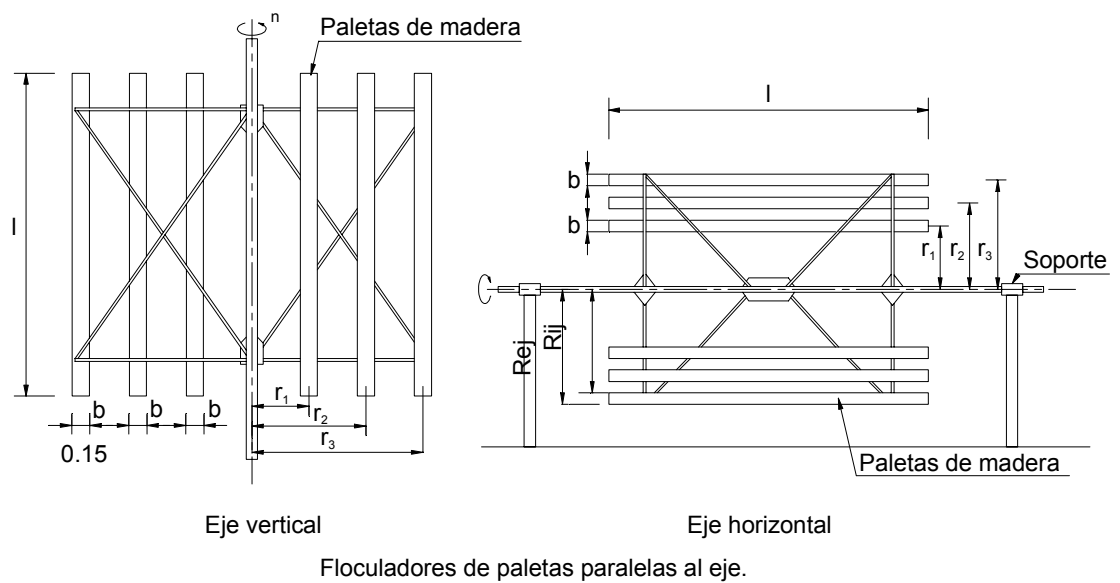


Figura 10. Configuración de floculadores mecánicos



Floculadores de paletas perpendiculares al eje.

Figura 11. Floculadores

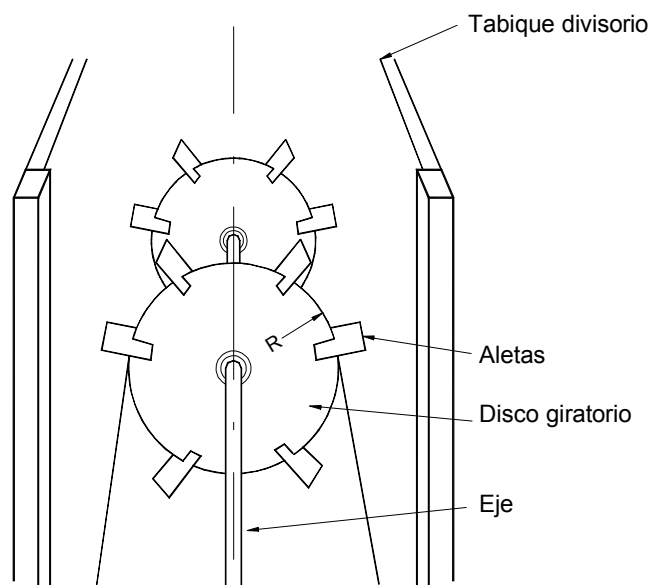


Figura 12. Floculador mecánico de turbina

Floculadores giratorios de paletas

Los floculadores mecánicos que más se han utilizado son y sin duda, los de movimiento giratorio con paletas paralelas o perpendiculares al eje (**Figura 11**). El eje puede ser horizontal o vertical. Éste último es más ventajoso porque evita las cadenas de transmisión o pozos secos para la instalación de los motores.

De acuerdo a la **Figura 11** el gradiente de velocidad puede calcularse empleando las expresiones siguientes. Deben considerarse las paletas que se encuentran solamente en el plano del eje. La repetición de las paletas en más de un plano no cambian el gradiente de velocidad (Richter y Azevedo Netto, 1991).

Si las paletas son paralelas al eje, es:

$$G = 5 \sqrt{\frac{\rho g}{\mu V} \left[C_D (1 - k)^3 \cdot n^3 \cdot b \cdot l (r_1^3 + r_2^3 + \dots) \right]} \quad (33)$$

Con paletas perpendiculares al eje, es:

$$G = 2 \sqrt{\frac{\rho g}{\mu V} \left[C_D \cdot (1 - k)^3 \cdot n^3 \cdot b (l_1^4 + l_2^4 + \dots) \right]} \quad (34)$$

Donde C_D es el coeficiente de arrastre que depende de la relación l / b de las paletas, dado por la ecuación (36).

k es la relación entre la velocidad del agua y la de las paletas;

$k = 0,25$ es el valor normalmente adoptado en los proyectos

n es la velocidad de rotación en r.p.s.

r , l y b son los elementos geométricos (dimensiones en metros) del agitador, instalado en una cámara de volumen V (m^3).

Si las paletas están inclinadas en relación al eje, el valor del gradiente calculado por la ecuación (33) se debe corregir por el factor

$$\sqrt{\frac{2 \operatorname{sen}^2 \alpha}{1 + \operatorname{sen}^2 \alpha}} \quad (35)$$

El valor de C_D se estima por la ecuación empírica siguiente, válida para números de Reynolds entre 10^3 e 10^6 :

$$C_D = 1,10 + 0,02 \left(\frac{b}{l} + \frac{l}{b} \right) \quad (36)$$

Recomendaciones típicas para el proyecto de floculadores de paletas, además de las recomendaciones generales citadas anteriormente (Item 2), incluyen:

- El área de las paletas deber ser menor del 20% del área del plano transversal del compartimento que contiene al eje de rotación y a las paletas.
- La velocidad en la extremidad de las paletas no debe ser superior a 1,20 m/s.

Ejemplo 11

Dimensionar un agitador tipo de paletas paralelas al eje que permita aplicar al agua gradientes de velocidad igual a 75, 60 y 45 s^{-1} , en una cámara cuadrada de lado igual a 4,5 m y profundidad del agua 4,6 m. Temperatura del agua: 12 °C ($\rho = 999,49 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ y $\mu = 0,00124 \text{ Pa}\cdot\text{s}$). Sugerencia: usar tres paletas, con dimensiones $b = 0,15 \text{ m}$ y $l = 3,80 \text{ m}$, distantes del eje 1,20 m, 1,60 m y 2,00 m, estando repetidas simétricamente en el otro lado del eje. Adoptar $k = 0,24$.

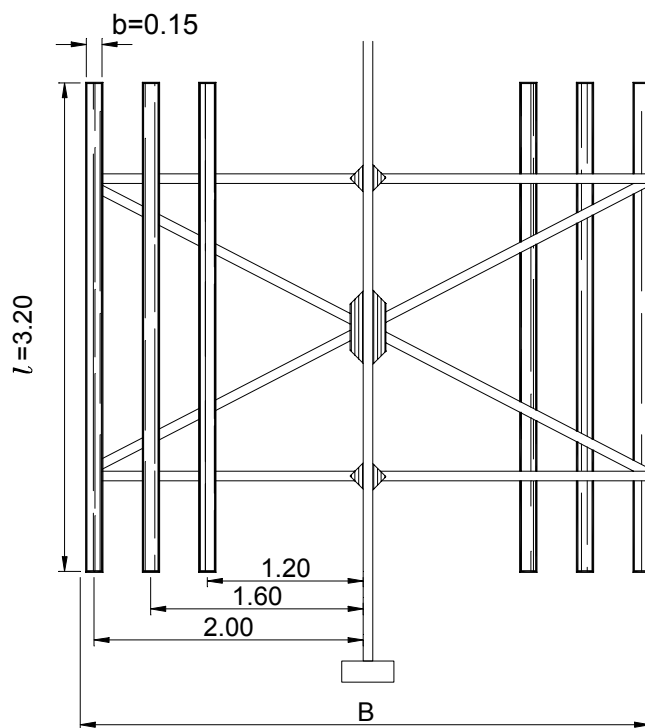


Figura 13. Floculador de eje vertical

Solución:

1). Volumen de la cámara $V = 4,5 \cdot 4,5 \cdot 4,6 = 93,15 \text{ m}^3$

2). Potencia aplicada en el máximo gradiente:

$$P = \mu V G^2 = 0,00124 \text{ Pa}\cdot\text{s} \cdot 93,15 \text{ m}^3 \cdot (75 \text{ s}^{-1})^2 = 650 \text{ W}$$

Con un rendimiento del conjunto motor-reductor igual a 0,7, la potencia del motor eléctrico en HP será:

$$P = \frac{650 \cdot 1,341 \cdot 10^{-3} \cdot HP / W}{0,7} = 1,25 HP$$

especificándose por lo tanto, un motor eléctrico de potencia nominal 1,5 HP. Velocidades de rotación.

El coeficiente C_D se determina por la ecuación (67):

$$C_D = 1,10 + 0,02 \left(\frac{3,8}{0,15} + \frac{0,15}{3,8} \right) = 1,61$$

De la ecuación (33):

$$G = 5 \sqrt{\frac{\rho g}{\mu V} \left[C_D (1-k)^3 \cdot n^3 \cdot b \cdot l (r_1^3 + r_2^3 + r_3^3) \right]}$$

y de

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

tenemos:

$$\frac{P}{\mu V} = 5^2 \cdot \frac{\rho g}{\mu V} \left[C_D (1-k)^3 \cdot n^3 \cdot b \cdot l (r_1^3 + r_2^3 + r_3^3) \right]$$

despejando

$$n = \frac{1}{\sqrt[3]{5^2 \rho g}} \sqrt[3]{\frac{P}{C_D (1-k)^3 \cdot b \cdot l (r_1^3 + r_2^3 + r_3^3)}} =$$

$$0,342 \sqrt[3]{\frac{650}{1,61 (1-0,24)^3 \cdot 0,15 \cdot 3,8 [(1,2)^3 + (1,6)^3 + (2,0)^3]}} = 0,078 \text{ r.p.s} = 10 \text{ r.p.s}$$

Para los demás gradientes se aplica la relación:

$$\frac{n}{n_0} = \left(\frac{G}{G_0} \right)^{2/3} \quad (37)$$

obteniéndose respectivamente $n = 40$ y $3,3$ r.p.m. para $G = 60$ y 45 s^{-1}

Floculadores giratorios de turbina

Son cada vez más populares en los nuevos proyectos, las turbinas de paletas inclinadas para inducir un movimiento axial (efecto de bombeo) en el líquido, tendiendo a sustituir, con ventajas a los agitadores de paletas.

Oldshue e Trussel (1991) verificaron que los impulsores de alta rotación de paletas tipo hélice de aeronaves con un ángulo que varía en razón inversa del diámetro, tienen resultados semejantes a los agitadores mecánicos de paletas de baja rotación.

De construcción más simple las turbinas con paletas fijas inclinadas, como la del tipo 4, de la Figura 16 del Capítulo VII-6, tienen eficiencias satisfactorias para la floculación. El dimensionamiento de este tipo de equipamiento se realiza de la misma manera que los mezcladores rápidos correspondientes (ver Capítulo VII-6 numeral 7.4), debiéndose observar las siguientes relaciones geométricas (Figura 17 del Capítulo VII-6) entre el tanque y la turbina:

$$2,0 \leq \frac{D_T}{D} \leq 6,6 \quad (38)$$

$$2,7 \leq \frac{H}{D} \leq 3,9$$

$$0,9 \leq \frac{h}{D} \leq 1,1$$

$$W = \frac{D}{8} \quad l = \frac{D_T}{12}$$

La potencia disipada para generar un gradiente de velocidad o el número de rotaciones para obtener ese gradiente se calculan con las ecuaciones 26 y 28 del Capítulo VII-6, con un coeficiente (número de potencia):

- $K = 1,25$ para un impulsor con 6 paletas
- $K = 0,75$ con 4 paletas.

Ejemplo 12

En un tanque de floculación que tiene un volumen de 160 m^3 , está instalada una turbina de flujo axial con 4 paletas de $1,50 \text{ m}$ de diámetro. La velocidad de rotación medida resultó de 22 r.p.m. y la temperatura del agua 16°C ($\rho = 998.95 \text{ kg.m}^{-3}$ y $\mu = 0,001112 \text{ N.s m}^{-2}$). Calcular G .

Solución:

En la ecuación 26 del Capítulo VII-6: $P = k \cdot \rho n^3 \cdot D^5$ sustituyendo P por $\mu V G^2$ resulta

$$\mu V \cdot G^2 = k \rho n^3 \cdot D^5$$

y despejando G, se tiene:

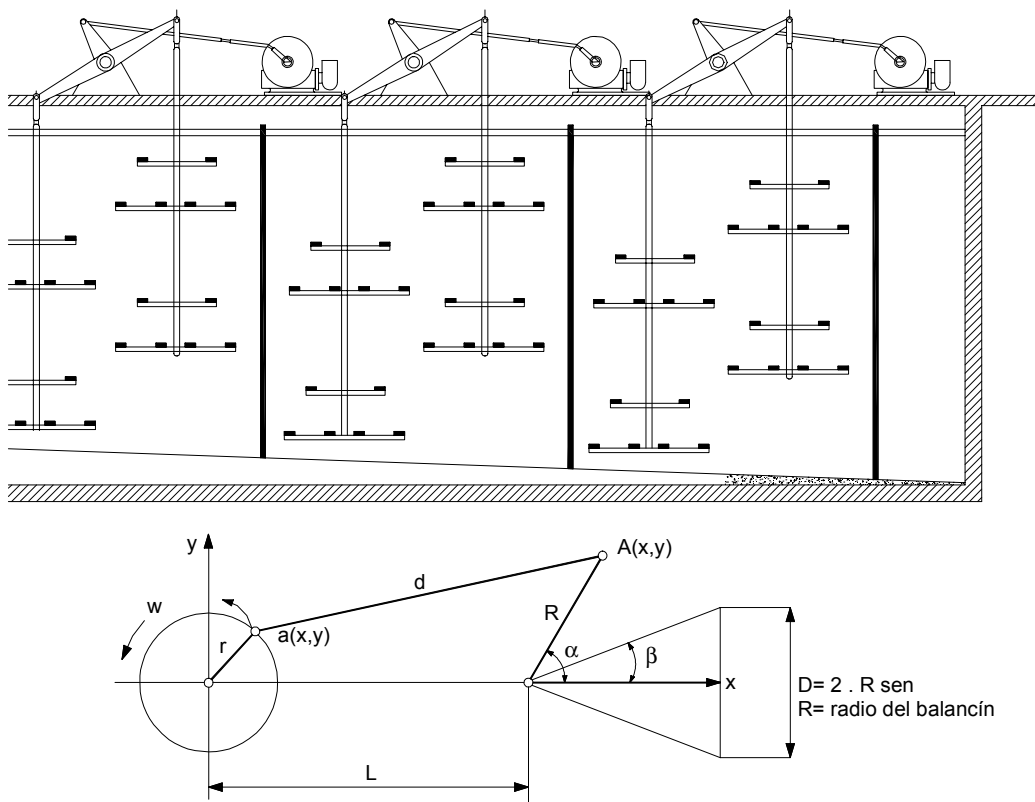
$$G = \sqrt{\frac{\rho}{\mu} \cdot \frac{K D^5 n^3}{V}} \quad (39)$$

$K = 0,75$ para una turbina con 4 paletas. Con los valores dados, se tiene:

$$G = \sqrt{\frac{999,49}{0,001112} \cdot \frac{0,75 \cdot (1,5)^5 \cdot \left(\frac{22}{60}\right)^3}{160}} = 39,7 \cong 40 s^{-1}$$

Floculadores alternativos

Los agitadores alternativos están constituidos por un sistema de paletas o de cintas que se mueven alternativamente de arriba hacia abajo y viceversa, produciendo corrientes turbulentas en la masa líquida (**Figura 14**).



Esquema geométrico del floculador

Figura 14. Modelo geométrico del floculador “Walking Beam”

Actualmente presentan poco interés por cuanto existen otros tipos más simples y eficientes. Sin embargo tienen algunas ventajas especialmente en proyectos de ampliación o reforma de estaciones existentes, porque los cojinetes de apoyo y el sistema de accionamiento se ubican sobre la superficie del agua y todas las partes sumergidas se instalan y/o retiran para inspección y mantenimiento, sin necesidad de vaciar los tanques.

La energía comunicada al agua en el proceso de floculación por un agitador alternativo, depende de las dimensiones del balancín, de la frecuencia de las oscilaciones, de la forma y área de las paletas o cintas, del ángulo de oscilación correspondiente al máximo traslado vertical de la extremidad del balancín y de la distancia a que está instalado el conjunto motor-reductor.

La rueda motriz comunica al balancín, durante una vuelta completa a través de un asta de transmisión **aA**, un movimiento oscilatorio que es, función de las relaciones geométricas entre la distancia **L** entre la rueda motriz y el balancín y de la velocidad angular (**Figura 14**).

La potencia disipada en el agua por el movimiento de vai-ven de las paletas surge de la siguiente ecuación: (Richter y Seremin 1975).

$$P = \left[\left(\frac{\pi r}{2R} \right)^2 \int \left\{ \frac{R \operatorname{sen}(\varphi - \alpha) + L \operatorname{sen} \varphi}{r \operatorname{sen}(\varphi - \alpha) + L \operatorname{sen} \alpha} \right\}^2 \cdot \operatorname{sen}^3 \alpha d\alpha \right] \cdot \rho C_D n^3 D^3 \Sigma A \quad (40)$$

donde $D = 2R \cdot \operatorname{sen} \theta$ es el máximo recorrido vertical de las paletas (m), correspondiente a la elongación máxima del balancín θ , siendo B la longitud del brazo del balancín (m).

ΣA = área de la proyección horizontal de las paletas (m²)

Analizando las condiciones de funcionamiento del agitador, se verifica que fijados los valores de **L**, **R** y θ los valores de **r**, **d** e Φ resultan únicos y determinados por las fórmulas:

$$r = \frac{\sqrt{L^2 + 2LR \operatorname{sen} \theta} + R^2 - \sqrt{L^2 - 2RL \operatorname{sen} \theta} + R^2}{2}$$

$$d = \frac{\sqrt{L^2 + 2LR \operatorname{sen} \theta} + R^2 + \sqrt{L^2 - 2RL \operatorname{sen} \theta} + R^2}{2} \quad (41)$$

$$\Phi = \left(\frac{\pi r}{2R} \right)^2 \int \left\{ \frac{R \operatorname{sen}(\varphi - \alpha) + L \operatorname{sen} \varphi}{r \operatorname{sen}(\varphi - \alpha) + L \operatorname{sen} \alpha} \right\}^2 \operatorname{sen}^3 \alpha d\alpha$$

En el dimensionamiento de un agitador tipo “Walking Beam” son parámetros básicos R/L y θ , elongación máxima del balancín. Los valores de Φ se calcularon para diversos ángulos en función de R/L y se observan en la **Tabla 3**.

R/L	$\theta = 20^\circ$	$\theta = 25^\circ$	$\theta = 30^\circ$	$\theta = 35^\circ$	$\theta = 40^\circ$
0,100	0,26351	0,49795	0,82598	1,24910	1,76134
0,150	0,26421	0,50000	0,83083	1,25897	1,77926
0,200	0,26518	0,50285	0,83761	1,27283	1,80457
0,250	0,26640	0,50647	0,84627	1,29069	1,83745
0,300	0,26786	0,51083	0,85679	1,31255	1,87812
0,350	0,26955	0,51589	0,86909	1,33839	1,92674
0,400	0,27143	0,52158	0,88309	1,36814	1,98344
0,450	0,27349	0,52786	0,89867	1,40165	2,04825
0,500	0,27570	0,53465	0,91569	1,43874	2,12106
0,600	0,28045	0,54943	0,95336	1,52247	2,28950

Tabla 3. Valores de Φ

Con el valor de Φ se calcula el gradiente de velocidad por medio de la ecuación:

$$G = \sqrt{\frac{\rho}{\mu} \cdot \frac{\Phi C_D n^3 D^3}{V} \Sigma A} \quad (42)$$

o, el número de vueltas por segundo de la rueda motriz para un gradiente dado:

$$n = \sqrt[3]{\frac{\mu}{\rho} \cdot \frac{V G^2}{\Phi C_D D^3 \Sigma A}} \quad (43)$$

Ejemplo 13

La **Figura 14** es una reproducción del proyecto (1974) de la planta de tratamiento de agua de la ciudad de Foz do Iguazú (PR), Brasil. El floculador posee cuatro agitadores “Walking Beam” en serie. Cada uno ocupa un volumen de 55 m³. Los parámetros geométricos del balancín son: $R = 0,40$ m, $B = 0,75$ m y $\theta = 30^\circ$ y está instalado a una distancia $L = 1,60$ m del eje del motor. En proyección horizontal, se tiene 12 paletas que miden 0,10m . 5,50m cada una. La temperatura media del agua es 17 °C ($\rho = 998,77$ kg.m⁻³ y $\mu = 0,001084$ Pa.s). Los agitadores se dimensionaron para alcanzar gradientes de velocidad entre 70 a 20 s⁻¹. Calcular las velocidades máxima y mínima de rotación de la rueda motriz.

Solución:

En la **Tabla 3**, para $R/L = 0,40/1,60 = 0,25$ y $\theta = 30^\circ$, $\Phi = 0,84627$

Por la ecuación (36), $C_D = 1,10 + 0,02 \left(\frac{5,5}{0,1} + \frac{0,1}{5,5} \right) = 2,2$

Los otros parámetros necesarios para el cálculo son:

$$D = 2 \cdot 0,75 \cdot \sin 30 = 0,75 \text{ m}$$

$$\sum A = 12 \cdot 0,1 \cdot 5,5 = 6,6 \text{ m}^2$$

Sustituyendo los valores dados en la ecuación (43) para $G = 70 \text{ s}^{-1}$, resulta

$$n = \sqrt[3]{\frac{0,001084}{998,77} \cdot \frac{55 \cdot (70)^2}{0,84627 \cdot 2,2 \cdot (0,75)^3 \cdot 6,6}} = 0,384 \text{ s}^{-1} = 23 \text{ r} \cdot \text{p} \cdot \text{m} \cdot$$

Para $G = 20 \text{ s}^{-1}$ $n = 23 \left(\frac{20}{70} \right)^{2/3} = 10 \text{ r.p.m.}$

1.2.4. Floculadores Neumáticos

La floculación por medio de aire difuso adopta los mismos principios de la mezcla rápida neumática, indicados en el Capítulo VII-6 numeral 7.5, diferenciándose en los gradientes de velocidad aplicados.

Según Camp (1955) para una buena floculación las burbujas de aire deben distribuirse uniformemente por el volumen V del tanque de floculación y deben ser suficientemente pequeñas para que el gradiente de velocidad próximo a las burbujas no sea tan grande que pueda quebrar los flóculos.

El gradiente de velocidad en la interface burbuja-líquido está dado por:

$$G = \frac{g}{6\mu} (\rho - \rho_{ar}) d_b \quad (44)$$

donde ρ, ρ_{ar} = respectivamente densidades del agua y del aire ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$)

d_b = diámetro de la burbuja (m)

La

Tabla 4 muestra valores de G que resultan para diversos diámetros de burbuja.

Diámetro de la burbuja (mm)	G (s ⁻¹)
0,01	14
0,05	72
0,10	143
0,20	286
0,50	716
1,00	1432
1,40	2000

Tabla 4. Valores del gradiente de velocidad en la interface burbuja-líquido (15°C)

Mc Connachie (1984) estudiando la influencia de la cantidad de aire y del tamaño de las burbujas, encontró que la máxima eficiencia en la floculación por aire difuso se obtuvo con burbujas de 0,5 a 1,5 mm de diámetro, con relativamente bajos caudales de aire. Concluyó que en idénticas condiciones, la floculación con aire permite una reducción de cerca del 20% de energía en comparación con la floculación mecánica convencional.

Para la floculación se utiliza por lo tanto, difusores que produzcan burbujas finas, lo que, ciertamente provocará la flotación de una cantidad significativa de flóculos. De este modo, el empleo de los floculadores neumáticos es más recomendable cuando el proceso de clarificación que sigue es la flotación por aire disuelto, donde para la floculación los gradientes puntuales elevados no tienen gran influencia.

Con el avance reciente de la flotación en la clarificación de agua potable, ha vuelto el interés en el proceso de floculación con aire difuso. Este proceso, como en los floculadores alternativos, es fácilmente adaptable a cualquier forma de tanque y por lo tanto, de empleo ventajoso en la ampliación o reforma de estaciones de tratamiento de agua existentes.

2. LECTURA COMPLEMENTARIA RECOMENDADA

- Bratby, J.: Coagulation and Flocculation With an Emphasis on Water and Wastewater Treatment, Upland Press, Croydon, England, 1980.
- Droste, R.L.: Theory and Practice of Water and Wastewater Treatment, John Wiley & Sons, 1997.
- Ives, K..J.: The Scientific Basis of Flocculation, Sijthoff & Noordhoff, 1978.
- Schulz, C.R. & Okun, D.A.: Surface Water Treatment for Communities in Developing Countries, John Wiley & Sons, 1984.

3. BIBLIOGRAFIA

- Amirtharajah, A. & Mills, K.M. (1982): Rapid-mix Design for Mechanisms of Alum Coagulation, Journal AWWA, 74.
- Amirtharajah, A. (1987): The Theory and Practice of Rapide Mixing, Memórias do Seminario Internacional sobre Tecnología Simplificada para Potabilización del Agua. Cali, Colombia.
- Andreu-Villegas, R. & Letterman, R.D. (1976): Optmizing Flocculator Power Input, J. Env. Div., 264.
- Argaman, Y. & Kaufman, W.J. (1970): Turbulence and Flocculation, J. San. Eng. Div., ASCE, 96 - SA2.
- Argaman, Y. (1971): Pilot Studies of Flocculation, Journal AWWA, 63.
- Camp, T. (1955): Flocculation and Flocculation Basins, Trans. ASCE, vol. 120.
- Camp, T.R & Stein, P.C. (1943): Velocity Gradients and Internal Work in Fluid Motion, Journal Boston Soc. Civ. Engrs., 30.
- Carcedo, M.: Floculador Hidráulico. Centro de Ingeniería Sanitaria, Rosario, República Argentina.
- Hahn, H.H. & Stumm, W. (1968): Kinetics of Coagulation with Hydrolyzed Al(III): The Rate Determining. Journal Colloid Inter. Sci., 38.
- Hudson, H.E. (1965): Physical Aspects of Flocculation, Journal AWWA, 57.
- Hudson, H.E. (1981): Water Clarification Processes - Practical Design and Evaluation, Van Nostrand Reinhold, New York.
- Ishibashi, I (1980): Coagulation Mechanisms: an Electron Microscopic Study Using Aluminium Sulfate, Journal AWWA, sep. 80.
- Ives, K.J. (1968): Theory of Operation of Sludge Blanket Clarifiers, Proc. Inst. Civ Engrs., 39.
- Jeffcoat, W.B. & Singley, J.E. (1975): The Effect of Alum Concentration and Chemical Addition Times on Coagulation, Journal AWWA.
- Kardile, J.N. (1981): Development of Simple and Economic Filtration Methods for Rural Water Supplies, AQUA # 1.
- Kawamura, S. (1991): Integrated Design of Water Treatment Facilities, John Wiley & Sons, New York.
- Kroupa V. (1960): Breitag zur Berechnung von Schnellfiltern, WWT, 7.
- Kruit, H. R. (1952): Colloid Science, vol. 1. Elsevier, Amsterdam.
- Kucynski, L. (1985): Evaluation of the Flocculation Process in Granular Media. M.A.Sc. Thesis, University of Ottawa, Ottawa, Canadá.

- Lagvankar, H.& Gemmel, R.S. (1968): A Size-Density Relationship for Flocs. Journal AWWA, 9.
- Martin, C.N. et al. (1989): Geographical Relation between Alzheimer's Disease and Aluminium in Drinking Water. The Lancet, Jan.14, 1989.
- McConnachie, G.L. (1984): Flocculation and Turbulence from Bubble-Induced Mixing.
- Miranda, C. (1974): Comunicación Personal - Diseño de Plantas de Tratamiento en la República Dominicana.
- Moore, W.L. (1945): Energy Loss at the Base of a Free Overfall. Trans. Am. Soc. Civil Engrs., vol. 108.
- Oldshue, J.Y. & Trussel, R.R. (1991): Design of Impellers for Mixing, in Mixing for Coagulation and Flocculation, AWWA Research Foundation.
- Parker, D.S., Kaurman, W.J. & Jenkis, D. (1972): Floc Breakup in Turbulent Flocculation Processes. Journal San. Div. Proc., ASCE, 98.
- Rand, W. (1955): Flow Geometry at Straight Drop Spillways. Proc. Ass. Soc. Civil Engrs., vol. 81.
- Richter, C.A. & Azevedo Netto, J.M. (1991): Tratamento de Água - Tecnologia Atualizada. Edgar Blücher, S. Paulo.
- Richter, C.A. & Scremin, P.R. (1975): Floculadores con Agitadores Alternativos, VII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária, Rio de Janeiro.
- Richter, C.A. (1981): Fundamentos Teóricos da Floculação em Meio Granular. Revista ENGENHARIA, S. Paulo.
- Richter, C.A. (1981): Método Simplificado para o Cálculo de Floculadores Hidráulicos de Chicanas. XVIII Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria, AIDS, Panamá.
- Schifini, J.P. - Comunicación Personal – Notas de clase de Operaciones Hidráulicas Sanitarias. Curso de Posgrado. Instituto de Ingeniería Sanitaria – Universidad de Buenos Aires (1987-1999).
- Schifini, P. Matucci, R. y Colaboradores (1987): Comunicación Personal - Estudio para definir los Parámetros de Diseño del Sistema de Mezcla Rápida de la Planta Gral. San Martín – Buenos Aires.
- Schulz, C.R. et al. (1994): Evaluating Buoyant Coarse Media Flocculation, Journal AWWA, 8.
- Sens, M. (1992): Comunicación personal.
- Smoluchowski, M.v. (1916): Drei Vorträge über Diffusion, Brownsche Molekularbewegung und Koagulation von Kolloidteilchen (Tres Artigos sobre Difusão, Movimento Browniano e Coagulação de Partículas Coloidais), Zeitschrift fuer Physik, 17.
- Soucek, J. & Sindelar, J. (1967): The use of a Dimensionless Criterion in the Characterization of Flocculation. Podbaba, Pragua.

- Stenquist, R.J. & Aufman, W.J. (1972): Initial Mixing in Coagulation Process. SERL Rep. N. 72-2, University of California, Berkeley.
- Stumm, W. & Morgan, J.J. (1996): Aquatic Chemistry - Chemical Equilibria and Rates in Natural Waters. John Wiley & Sons, New York.
- Tambo, N. & Watanabe, Y. (1979): Physical Aspects of Flocculation, Water Research, 13.
- Tambo, N.(1991): Criteria for Flocculator Design. J. Water SRT - AQUA, vol. 40.
- Uhl, V.H. & Gray, J.H. (1966/1973): Mixing Theory and Practice, vol. 1, Academic Press, New York.

4. ANEXO - INTRODUCCIÓN

El “Jar-test” (prueba de jarras) aún es –probablemente siga siéndolo– el método más utilizado y el más útil para evaluar el proceso de coagulación-floculación y sus efectos en las fases subsiguientes del tratamiento: decantación (o flotación) y filtración.

Son diversas las informaciones que pueden obtenerse con el uso adecuado del aparato de “jar-test”, entre ellas: determinación de la dosis óptima de coagulante y otros reactivos, concentración (dilución) óptima, intensidad, secuencia de aplicación de los reactivos, tiempo de floculación, etc.

Informaciones como éstas son importantes para el proyecto de una nueva planta de tratamiento o para la operación normal, la optimización o la ampliación de una existente.

Se especifican algunos procedimientos de “jar-test” que permitirán obtener fácilmente los datos que se necesitan, sean éstos para la operación o para el proyecto de una planta de tratamiento de agua. Todos los ejemplos de trabajos de campo del autor se tomaron de situaciones reales. La información referente al uso de los equipos se reproduce con autorización de MILAN Equipos Científicos Ltda.

La determinación de las dosis de coagulante requeridas, auxiliares de coagulación, etc., es el uso más común de un equipo de jar-test.

A cada jarro se le adicionan diferentes dosis de coagulante, por ejemplo: 5, 10, 15, 25 y 30 mg/l de sulfato de aluminio y las muestras se agitan a la máxima rotación del aparato por un período de 30 segundos a 1 minuto y luego se floculan por 15 minutos a una rotación de 40 a 50 r.p.m.

Se deja decantar por unos 10 minutos y seguidamente se mide la turbiedad del sobrenadante de cada jarra (bécher¹⁰).

Los resultados se pueden graficar como se muestra en la **Figura 15**.

¹⁰En inglés beaker. En portugués bécher o bequer (del alemán Becher), vaso o copa de boca ancha.

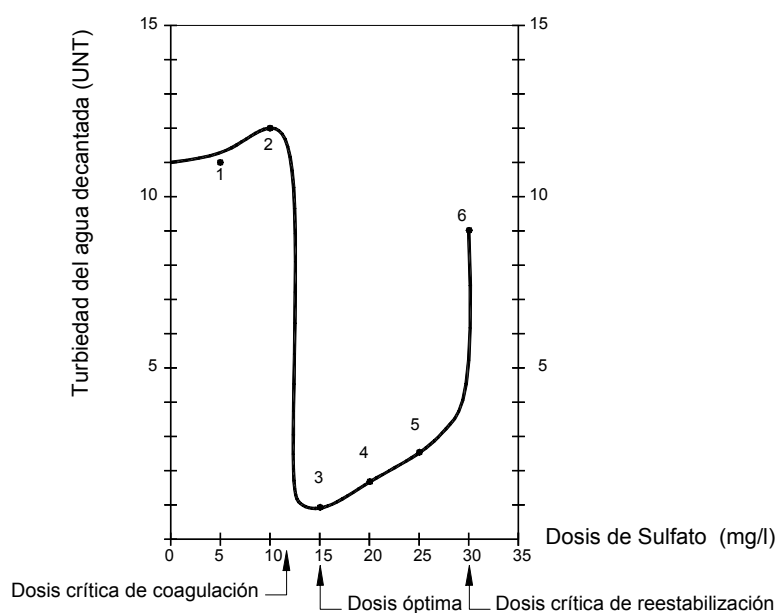


Figura 15. Resultado típico de un ensayo de coagulación con agua de baja alcalinidad

4.1. EL JAR-TEST – PRINCIPALES ENSAYOS

El aparato más importante en los ensayos de coagulación es sin duda, el “jar-test” (**Figura 16**). Su correcta elección y empleo son condicionantes fundamentales en la obtención de datos confiables. A pesar que la mayoría de los aparatos son semejantes no son exactamente idénticos y aún no existe una normalización.

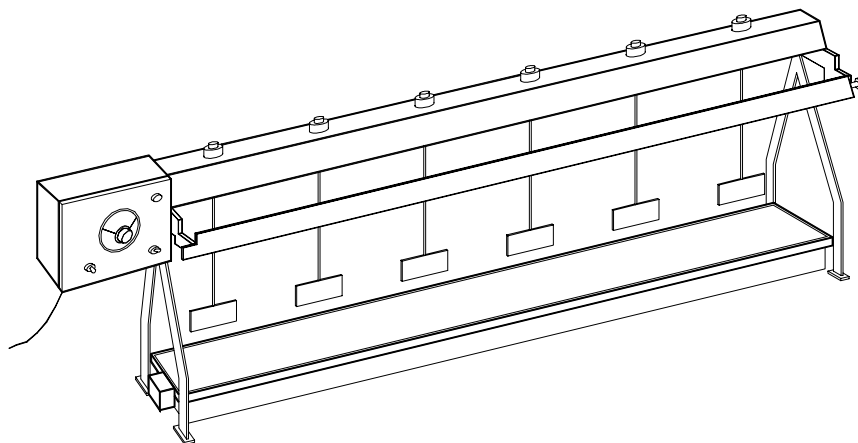


Figura 16. Aparato de Jar-Test

Un aparato de “jar-test” consiste esencialmente en un armazón generalmente con seis agitadores accionados por un motor eléctrico, donde normalmente se colocan jarros de 1 ó 2 litros. La velocidad de rotación es igual para todas las paletas. Esa velocidad es además variable a través de un control “Thyristor” conectado al motor, entre 0 a 140 r.p.m.

Entre los diversos aparatos existentes, se debe dar preferencia a aquéllos que responden al modelo “Phips & Bird” con la paleta indicada en la **Figura 17**. Existen curvas confiables de calibración de gradientes, debidamente comprobadas por diversos investigadores.

También deben preferirse los equipos con engranajes que aseguran la uniformidad de la velocidad en todas las paletas y rechazarse los equipos con correas.

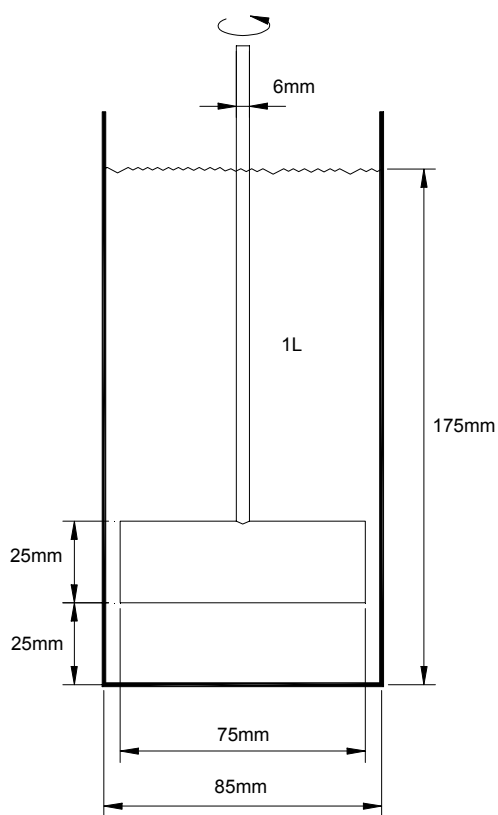


Figura 17. Paleta tipo Phips & Bird

Las curvas de calibración establecidas por Camp en 1970 que relacionan el gradiente G , la temperatura y revoluciones por minuto de un aparato patrón Phips & Bird para jarros de 2 litros, se muestran en la **Figura 18** y **Figura 19**, con y sin deflectores. La finalidad de los deflectores es reducir la velocidad de rotación del agua durante el período de floculación y de esta forma, producir gradientes de velocidad de mayor intensidad en la mezcla rápida o en la floculación.

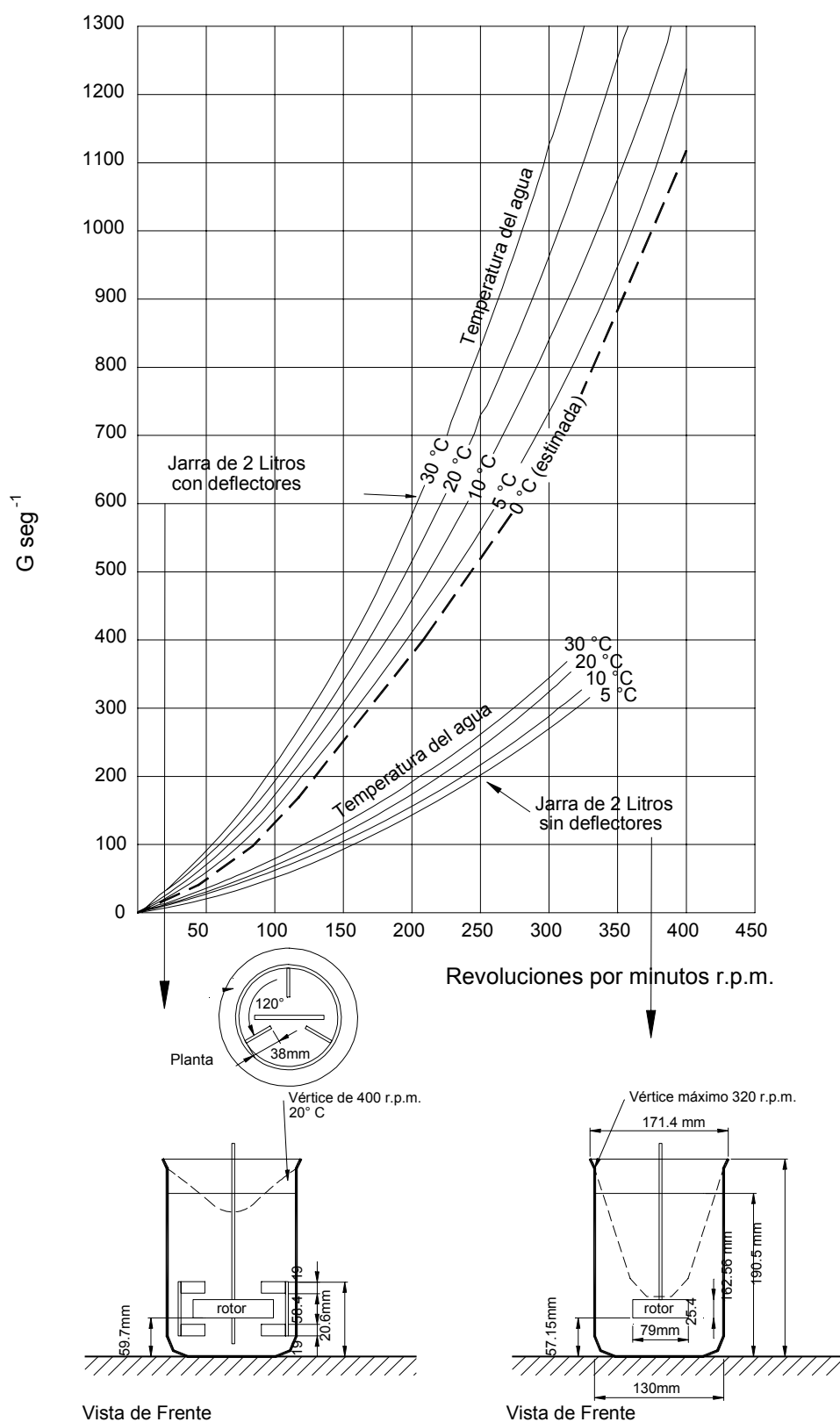


Figura 18. Curvas para calibrar el gradiente de velocidad

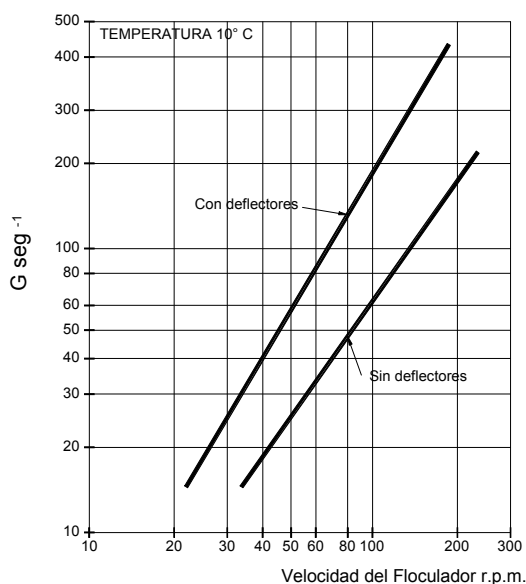


Figura 19. Gradiente de velocidad versus r.p.m. para un jarro de 2 litros con y sin deflectores

La **Tabla 5** da los valores de G y de las r.p.m. correspondientes en jarras de 2 litros, sin deflectores, a temperatura de 15°C.

r.p.m.	G	G	r.p.m.
140	107	100	139
130	90	90	129
120	82	80	118
110	73	70	107
100	64	60	95
90	56	50	82
80	48	40	70
70	40	30	56
60	33	20	41
50	26	10	24

Tabla 5. Gradientes de velocidad y velocidad de rotación en jarras de 2 litros, sin deflectores

En las estaciones de tratamiento se encuentran con más frecuencia, aparatos con jarras de 1 litro. Por eso, es de interés la curva de calibración obtenida por Bhole (1970), presentada en la **Figura 20**, que corresponde a la ecuación:

$$G = 0,25 (r.p.m.)^{1,25} \quad (1)$$

ó

$$r.p.m = 3,0 G^{0,8} \quad (2)$$

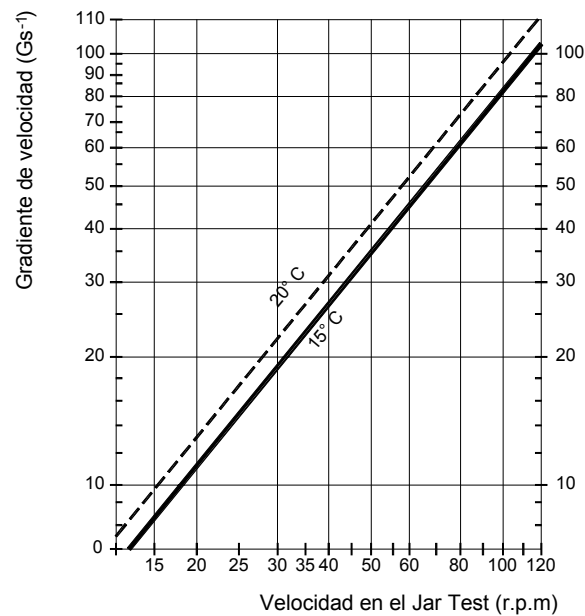


Figura 20. Curva de calibración para jarras de 1 litro

Por ejemplo, determinar la velocidad de rotación del aparato para tener un gradiente de 45 s-1:

$$\text{r.p.m.} = 3,0 (45)^{0,8} = 63$$

Lay, Hudson e Singley (1975) establecieron la curva de calibración del gradiente (**Figura 21**) para una jarra de 2 litros de forma cuadrada en planta (**Figura 22**), utilizando un aparato modelo Phips & Bird.

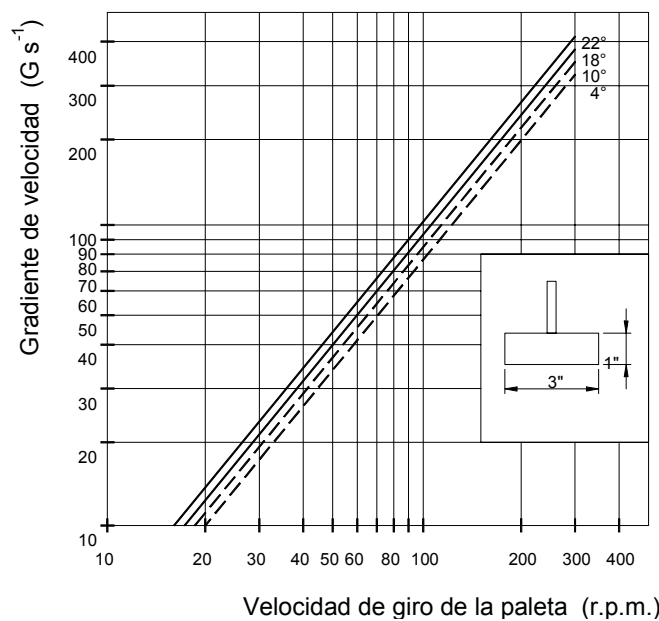


Figura 21. Gradiente de velocidad en una jarra de dos litros de forma cuadrada

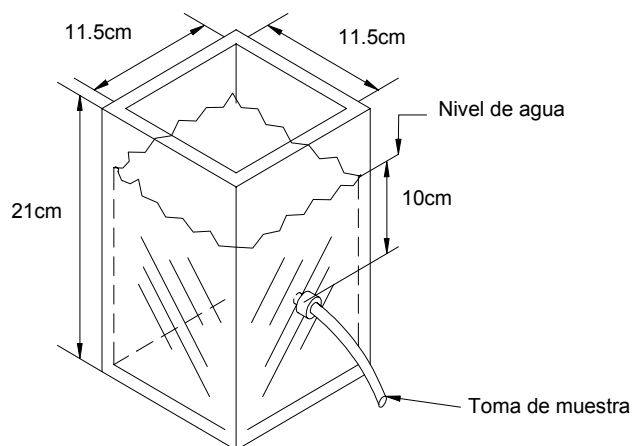


Figura 22. Jarra de dos litros para Jar-Test

Como se puede apreciar, es recomendable realizar ensayos preferiblemente en aparatos tipo Phipps & Bird, con la paleta normalizada de las medidas de la **Figura 17**, para la cual se tiene una correlación confiable entre la velocidad de rotación y el gradiente resultante.

4.1.1. Concentración de la Solución

Las soluciones para la dosificación de cada coagulante, alcalinizante o auxiliar de coagulación utilizadas se preparan de modo que las cantidades a ser adicionadas puedan ser precisa y convenientemente medidas. Es conveniente emplear el mismo producto que se usa en la planta. Una solución de sulfato de aluminio al 1% se obtiene disolviendo 10 g de sulfato en 1 litro de agua. Cada cm^3 (ml) de esta solución contiene 10 mg de sulfato. Para una dosis de 15 mg/l, se adicionan 1,5 ml en una muestra de 1 litro ó 3,0 ml en una muestra de 2 litros.

Si el producto se encuentra en solución con una concentración C_0 , para alcanzar una concentración deseable C_1 , se adiciona un volumen de agua de disolución a un volumen V_0 de la solución original hasta completar el volumen V_1 , de tal modo que:

$$V_1 C_1 = V_0 C_0 \quad (3)$$

Por ejemplo, si en una planta el sulfato se encuentra en una concentración del 50%. Para obtener 1 litro de una solución al 1% para uso en jar-test, se debe diluir:

$$1000 \text{ cm}^3 \cdot 1\% = V_0 \cdot 50\%$$

$V_0 = 20 \text{ cm}^3$ de solución al 50% en agua hasta completar un litro de solución al 1%.

4.1.2. Prueba de Jarras Convencional¹¹

Una coagulación y floculación adecuada depende de la dosis correcta de coagulante, que a su vez, es función de una serie de factores, entre ellos la turbiedad, color, pH y alcalinidad del agua a tratar.

Los productos químicos más utilizados son el sulfato de aluminio y la cal. La finalidad del ensayo es determinar las dosis más efectivas de esos productos para un agua dada, controlando la coagulación y la floculación.

El volumen de la muestra de agua cruda debe ser tal que todas las porciones analizadas provengan de la misma muestra, requiriéndose un mínimo de 25 litros para dos ensayos con seis jarros de dos litros.

Equipos:

- Aparato de Jar-Test con seis jarras, 20 a 100 r.p.m. (**Figura 16**).
- Seis jarras de 1 ó 2 litros o jarras de forma especial como muestra la **Figura 22**.
- Pipetas de 2, 10, 25 e 100 ml.
- Solución de sulfato de aluminio al 1%, preparada conforme al ítem anterior (1 ml de esta solución adicionada a 1 litro de agua equivale a una dosis de 10 mg/l)
- Suspensión de cal (1g de cal hidratada en polvo mezclada en 1 litro de agua destilada) donde 1 ml de esta suspensión equivale a 1 mg/l (debe ser agitada toda vez que se utilice).
- Equipos para la determinación de color, turbiedad, pH y alcalinidad.

Procedimiento:

- Determinar el color, turbiedad, pH y alcalinidad del agua cruda.
- Colocar 1 litro de la muestra en cada uno de las seis jarras (ó 2 litros, de acuerdo a su capacidad)) y llevarlas al aparato de agitación.
- Dar al aparato la máxima velocidad (100 r.p.m o más).
- Adicionar las dosis de cal (si es necesario) a todos las jarras y seguidamente las dosis de sulfato de aluminio (al mismo tiempo, si el aparato tuviese el aplicador simultáneo, o lo más rápido posible).
- Luego de 1 min de agitación rápida, reducir la velocidad de rotación del aparato a 40-50 r.p.m. y mantener la agitación por 15-20 min. Si se conocen los gradientes de velocidad y los tiempos de floculación correspondiente, ajustar la velocidad de rotación del aparato a fin de obtener los gradientes deseados, durante los tiempos correspondientes.
- Observar y anotar el tiempo que transcurre hasta la aparición de los flóculos en cada uno de las jarras y la apariencia, tamaño y cantidad de flóculos al final del período de agitación.

¹¹ Basado en COX, C.R.: *Operation and Control of Water Treatment Processes*, SHO, Geneve, 1969

- Dejar decantar por 15-20 min y determinar el color, turbiedad, pH y alcalinidad del sobrenadante de agua decantada, utilizando una pipeta de 25 ml para retirar lentamente una muestra, sin agitar los flóculos .

Si ninguna de las muestras tiene un resultado satisfactorio, por ejemplo color menor que 10 unidades o turbiedad menor que 5 UNT, realizar un nuevo test modificando las dosis de coagulante, hasta conseguir una coagulación satisfactoria.

Interpretación:

La muestra que produce la mayor reducción de turbiedad y color corresponde a la dosis óptima de los productos químicos utilizados.

El cuadro A, muestra los resultados típicos de un ensayo de floculación de agua con suficiente alcalinidad natural, de modo que la cal u otro alcali equivalente no fueron necesarios.

CUADRO A - RESULTADOS TÍPICOS DE UN ENSAYO DE FLOCULACIÓN CARACTERÍSTICAS DEL AGUA CRUDA

Color: 30; Turbiedad: 65; pH: 6,9; Alcalinidad: 35.

Reactivos: Sulfato de aluminio

Tiempo de duración de la:
Mezcla rápida: 1 min
Floculación: 15 min
Decantación: 15 min

NOTA: Jarras de dos litros

Jarra N°	Cal		Coagulante		Resultado de la floculación	Agua decantada			Obs Alcalinidad
	mg/l	ml	mg/l	ml		Turb.	Color	pH	
1	0	0	10	2,0	Ninguna	39	35	6,8	30
2	0	0	12,5	2,5	Pobre	12	30	6,7	29
3	0	0	15,	3,0	Regular	7,5	30	6,5	27,5
4	0	0	17,5	3,5	Buena	3,8	5	6,4	26,3
5	0	0	20,0	4,0	Óptima	1,8	2,5	6,3	25,4
6	0	0	22,5	4,5	Buena	2,5	2,5	6,2	23,8

Con los resultados obtenidos se trazan gráficos como el de la **Figura 15**. La interpretación de los mismos permite determinar parámetros de operación o de proyecto, tales como dosis óptimas de coagulante, influencia del pH y alcalinidad en la coagulación, remoción de turbiedad versus velocidad de sedimentación, etc.

Este ensayo es más real cuando se conoce y se aplican en el aparato los mismos gradientes y tiempos de floculación de la planta de tratamiento, pudiéndose por este medio determinar la eficiencia de las unidades de mezcla rápida y floculación.

4.1.3. Ensayo de Jar Test para la Filtración Directa

En líneas generales el procedimiento es idéntico al ensayo convencional, no dejándose decantar la muestra, filtrándola directamente y determinando principalmente el color, turbiedad y pH del agua filtrada.

Como elementos adicionales se necesitan 6 embudos de vidrio, 6 erlenmeyers o cualquier frasco de boca estrecha y papel filtro de porosidad adecuada. El papel filtro

Whatman 40 simula a la perfección la remoción esperada en un filtro real en condiciones usuales de operación. Sin embargo no provee los datos para prever la duración de la carrera de filtración.

Luego de aplicados los reactivos químicos y la agitación rápida de 1 min. se retira inmediatamente una muestra de aproximadamente 50 ml, a cual, luego de filtrada, se le mide la turbiedad, el color y el pH. El mismo ensayo puede ser realizado con diversos tiempos y gradientes de floculación para evaluar la influencia de una floculación previa en la filtración directa.

Interpretación:

Como en los ensayos de floculación convencional, con los resultados obtenidos se trazan gráficos cuya interpretación provee una serie de informaciones para la optimización o para el proyecto de una planta de tratamiento. Si bien se trata de dos ensayos diferentes puede resultar interesante comparar los resultados obtenidos con los de un ensayo convencional (decantación) realizado con la misma muestra de agua cruda, como se indica en la **Figura 23** para verificar la economía de coagulante que se puede alcanzar con la filtración directa que puede llegar hasta un 20%.¹²

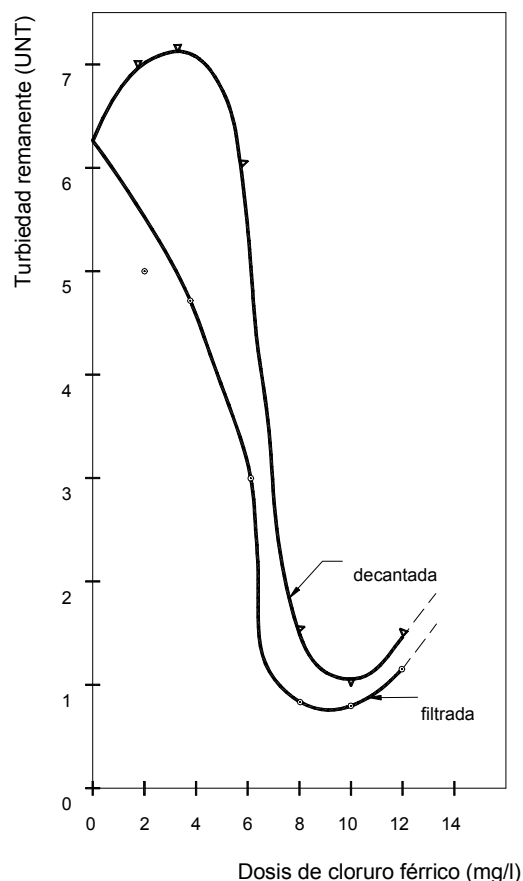


Figura 23. Ensayo de filtración directa comparado con decantación

¹² En instalaciones de filtración directa cuando se usa sulfato de aluminio como coagulante, se debe tener cuidado para que la economía de sulfato no ocasione un exceso de aluminio residual en el agua tratada.

4.2. ENSAYO DE JAR-TEST PARA FLOTACIÓN

Los ensayos de flotación en laboratorio siguen la misma metodología de un ensayo de coagulación-floculación convencional, con la diferencia que al final de la etapa de floculación, se retira de la jarra un volumen de agua floculada correspondiente a la tasa de recirculación y se repone con agua saturada con aire proveniente de una cámara de saturación (ver **Figura 24**).

Como equipamiento de saturación de la mezcla aire/agua puede ser utilizada una cámara de saturación en PVC, como se muestra en las **Figura 24**, dotada de válvulas de cerrado rápido para entrada de aire y agua, manómetro, válvula de salida de agua saturada y manguera flexible con una válvula de aguja próxima a la extremidad, para control de la aplicación del agua saturada. En esa cámara se coloca agua tratada entre la mitad a dos tercios de su altura y se presuriza con aire comprimido hasta una presión de 4 a 6 Kg/cm².

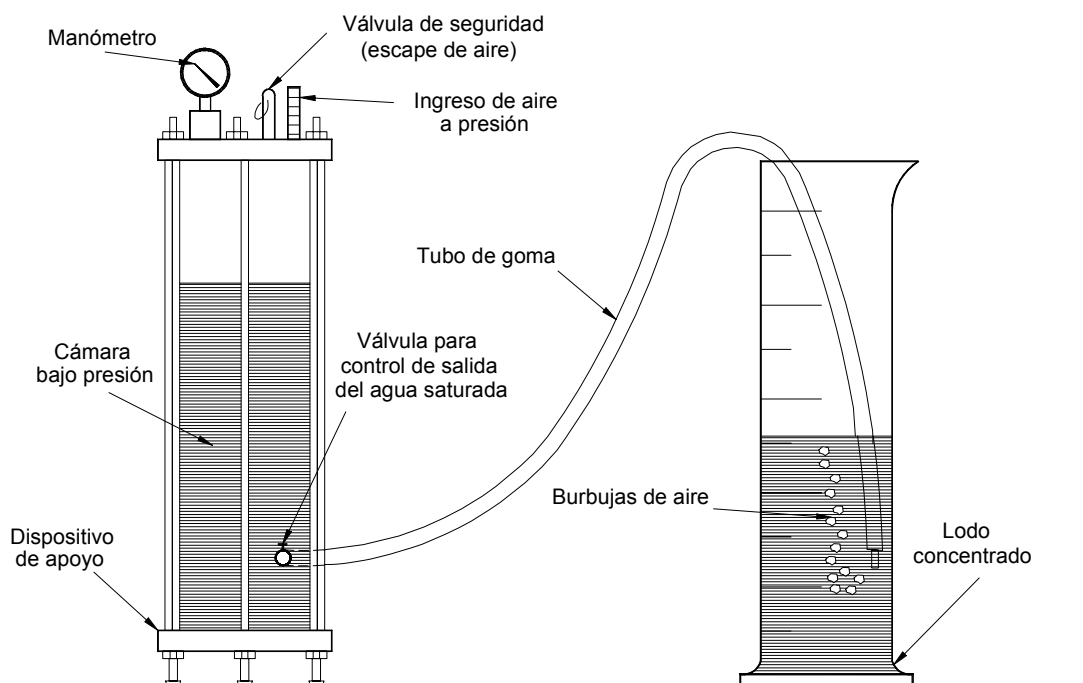


Figura 24. Aparato para ensayo de flotación con aire disuelto

La incorporación de agua saturada con aire se realiza lentamente hasta completar el volumen original de la jarra, de modo de realizar una mezcla homogénea de las microburbujas con los flóculos ya formados. Esto provoca un rápido ascenso de los flóculos a la superficie del líquido en la jarra. Las muestras para las mediciones de turbiedad se extraen en ese caso, del fondo de la jarra, a diferencia del método convencional.

Faltando 5 minutos para terminar la etapa de floculación, se retira de cada jarra con una pipeta, un volumen de agua floculada equivalente a la relación de recirculación.

Finalizado el tiempo de floculación, se suspende la agitación y de inmediato se repone el volumen retirado de cada jarro con la mezcla saturada de agua/aire. Esta operación la realiza un operador, mientras otro toma muestras de las jarras en las cuales ya se efectuó la flotación.

Interpretación:

Los resultados obtenidos se grafican, como se observa en la **Figura 25**. En este caso se verifica que la flotación es más eficiente que la decantación, con velocidades hasta cinco veces superiores, en un agua con características físico-químicas buenas para la decantación¹³

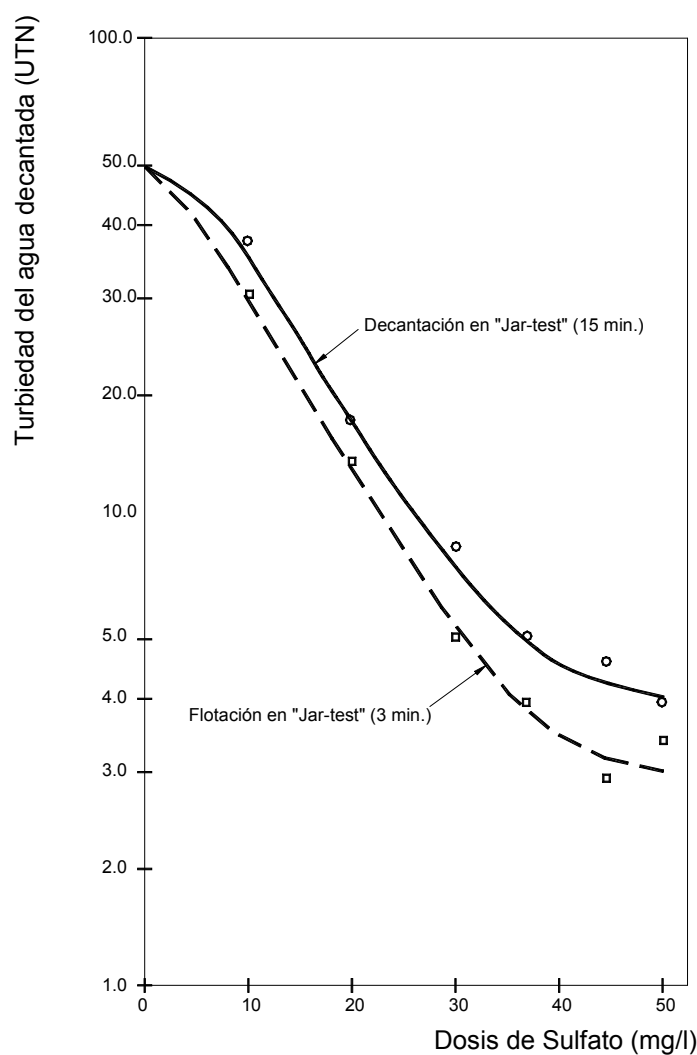


Figura 25. Ensayos de flotación comparado con decantación

¹³ Estudios recientes (AWWA, 1992) demostraron la posibilidad del uso de la flotación con aire disuelto para aguas con turbiedad de hasta 600 UNT.

4.3. ELECCIÓN DEL PROVEEDOR

Para la compra de sulfato, generalmente se tiene en cuenta además del precio, la calidad del producto según las especificaciones predeterminadas, en donde se fijan ciertos parámetros como tenor de dióxido de aluminio (Al_2O_3) entre 14 a 18%, material insoluble en agua máximo 5%, hierro total soluble máximo 2,5%, etc. No cuestionando la conveniencia y exactitud de los análisis de control de calidad, el jar-test ayuda a escoger el mejor producto.

Por ejemplo, los productos **A** o **B** cumplen ambos las especificaciones de compra. Realizados ensayos de determinación de la dosis óptima con una misma agua, los resultados se presentan en la **Figura 26**, verificándose en ese caso una posibilidad de economía en el consumo de cerca del 8% con el empleo del producto **A**.

La eficiencia de diferentes coagulantes, también se pueden comparar entre sí.

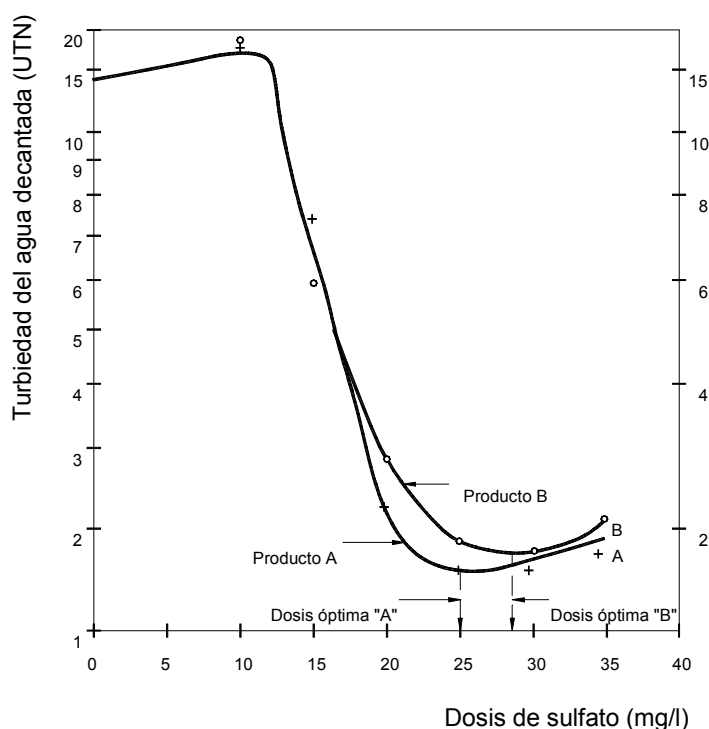


Figura 26. Ensayo de coagulación con diferentes productos

4.4. OPTIMIZACIÓN DE LA FLOCULACIÓN A TRAVÉS DE LA DETERMINACIÓN EXPERIMENTAL DE LOS COEFICIENTES DE AGREGACIÓN Y RUPTURA DE FLÓCULO, K_A Y K_B

En la optimización o en el proyecto de una planta de tratamiento, la delimitación de los gradientes de velocidad a ser aplicados es muy importante. Para una floculación satisfactoria, el gradiente de velocidad generalmente se encuentra entre los 75 a 20 s^{-1} , el tiempo de floculación entre 20 y 40 minutos para la obtención de un flóculo adecuado para la decantación y solamente 10 a 15 minutos para la flotación.

La relación entre gradientes de velocidad aplicados (o a ser aplicados) y el tiempo de floculación en una planta de tratamiento, puede ser fácilmente determinado con la ayuda de un equipo de jar-test debidamente calibrado.

La **Figura 27** ejemplifica el procedimiento adoptado para la obtención de la relación óptima entre G y T para la Planta de Tratamiento de Agua N° 4, de la ciudad de Campinas (SP), Brasil.

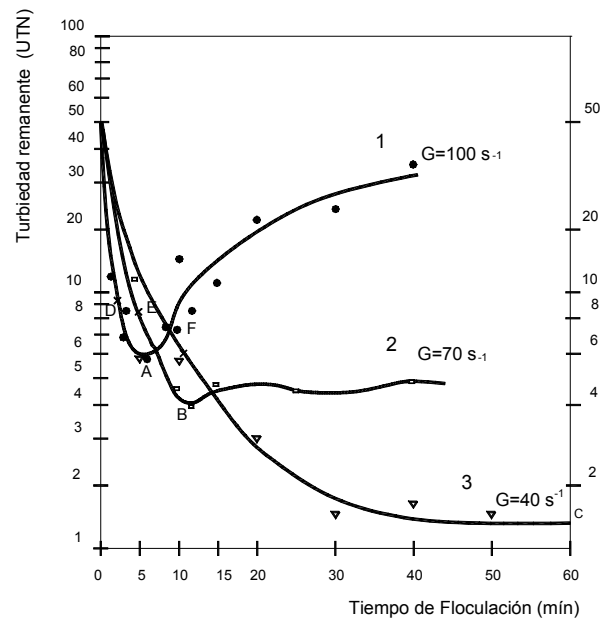


Figura 27. Determinación del tiempo óptimo de floculación

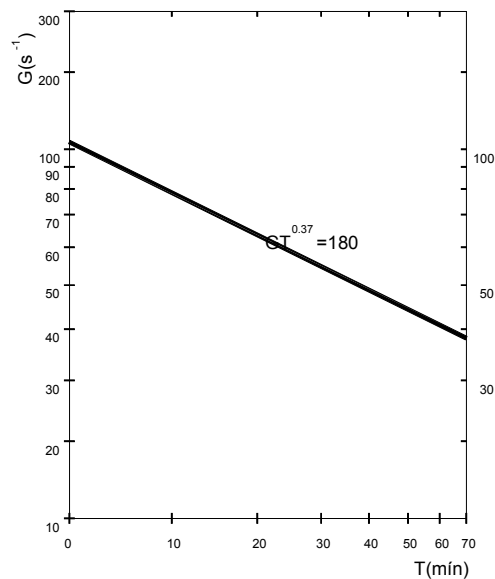


Figura 28. Relación óptima entre G y T en la floculación

Por medio de ensayos en donde se hace variar el tiempo de floculación y se mantiene constante la velocidad de giro del aparato (G constante), se obtienen los tiempos óptimos representados por los puntos A, B y C: 5, 12 y 60 minutos, respectivamente para los gradientes de 100, 70 y 40 s^{-1} . El tiempo óptimo de floculación a un dado G es cuando se obtiene la menor turbiedad en el agua decantada. Esos valores de G y T , graficados en un papel bilogarítmico, se presentan bien alineados, lo que significa una ecuación del tipo:

$$G \cdot T = K$$

En el ejemplo dado ha resultado: $n = 0,37$ y $K = 180$ (ver **Figura 28**).

Obteniéndose la relación:

$$G \cdot T^{0,37} = 180$$

Ese procedimiento permite fijar los gradientes a ser aplicados en el floculador. Si tuviésemos por ejemplo, un tiempo total de floculación de 30 minutos y 4 cámaras iguales en serie, será (considerando una estadía de 7,5 min en cada cámara):

- 1). En la 1ª cámara: $T = 7,5$ min

$$G = 180/(7,5)^{0,37} = 85 \text{ s}^{-1}$$

- 2). En la 2ª cámara: $T = 15$ min

$$G = 180/(15)^{0,37} = 66 \text{ s}^{-1}$$

- 3). En la 3ª cámara: $T = 22,5$ min

$$G = 180/(22,5)^{0,37} = 57 \text{ s}^{-1}$$

- 4). En la 4ª cámara: $T = 30$ min

$$G = 180/(30)^{0,37} = 51 \text{ s}^{-1}$$

Debe observarse que la velocidad de floculación es también, función de la concentración de partículas. Por lo tanto, el procedimiento descrito debe ser realizado para diversas condiciones de agua cruda. A modo general, para un mismo tiempo de floculación, aguas con alta concentración de materia en suspensión requieren menores gradientes de velocidad y aguas con baja concentración de sólidos, mayores gradientes.

Los mismos ensayos permiten la determinación experimental de los coeficientes de aglomeración K_A , y de rotura de flóculos K_B , de la ecuación de Kaufman (1970).

$$\frac{N_o}{N_t} = \frac{1 + K_A GT}{1 + K_B G^2 T} \quad (4)$$

donde $\frac{N_o}{N_t}$ es la relación entre el N° de partículas inicial y final por unidad de volumen medida en términos de turbiedad.

A través de esta ecuación, se optimiza el proceso de floculación en términos de G y T, si se conoce K_A y K_B para un agua dada y el coagulante utilizado.

Bratby (1977) demostró que la relación para un ensayo de coagulación o un reactor con flujo pistón ("plug flow") es la siguiente:

$$\frac{N_o}{N_t} = \left[\left(\frac{K_B}{K_A} G \right) + \left(1 - \frac{K_B}{K_A} G \right) \cdot e^{-K_A GT} \right] \quad (5)$$

Esta ecuación es la base para la determinación experimental de K_A y K_B , lo que puede realizarse con el uso del aparato de jar-test, como se demuestra a continuación.

La determinación de K_A y K_B se realiza a través de las curvas de determinación del tiempo óptimo de floculación a gradientes constantes. Por ejemplo, se toman las curvas de la **Figura 27**.

En puntos como A, B y C, donde las curvas son horizontales:

$$\frac{K_B}{K_A} = \frac{1}{G(N_o / N)}$$

Con los resultados de la **Figura 13** se obtiene:

para el punto A

$$K_B/K_A = 1/100(50/6) = 1,2 \cdot 10^{-3}$$

para el punto B

$$K_B/K_A = 1/70(50/4) = 1,14 \cdot 10^{-3}$$

para el punto C

$$K_B/K_A = 1/40(50/1,4) = 0,7 \cdot 10^{-3}$$

Despejando K_A de la ecuación (5)

$$K_A = \frac{1}{GT} \ln \frac{1 - \frac{K_B}{K_A} G}{\frac{N}{N_o} - \frac{K_B}{K_A} G} \quad (6)$$

En la **Figura 27** el punto A determina el tiempo cuando la aglomeración es máxima y la floculación se completa. A partir de allí predomina la ruptura y desintegración de los flóculos por la acción de fuerzas hidrodinámicas de cizallamiento correspondientes a los gradientes aplicados, aunque siempre existirá algún reagrupamiento de flóculos.

Para la determinación del coeficiente de aglomeración K_A , conocidos G y K_B/K_A , es necesario determinar la relación N/N_0 y el tiempo T correspondiente a fin de aplicar esos valores en la ecuación (6). Para eso se debe elegir un punto D, a la izquierda del punto A, donde predomina el mecanismo de aglomeración de flóculos, determinando para dichos puntos los valores de N y T .

Para el punto **D** de la curva 1, a la izquierda del punto **A**:

$$K_A = \frac{1}{100 \cdot 2,5 \cdot 60} \ln \frac{1 - 1,2 \cdot 10^{-3} \cdot 100}{\frac{9,5}{50} - 1,2 \cdot 10^{-3} \cdot 100} = 1,69 \cdot 10^{-4}$$

Repitiendo los cálculos, se obtiene para los puntos **E** y **F** de las curvas 2 y 3, respectivamente $1,1 \cdot 10^{-4}$ y $1,0 \cdot 10^{-4}$, con un valor medio de $1,26 \cdot 10^{-4}$.

Bratby (1970) demostró que el coeficiente de rotura de flóculos depende del gradiente de velocidad.

$$K_B = k_1 \ln G + k_2$$

donde k_1 y k_2 son constantes para una determinada agua y coagulante.

Para el punto A resulta:

$$K_B = 1,2 \cdot 10^{-3} \quad K_A = 1,2 \cdot 10^{-3} \cdot 1,26 \cdot 10^{-4} = 1,51 \cdot 10^{-7}$$

En los puntos B y C, K_B resulta respectivamente en $1,44 \cdot 10^{-7}$ y $1,26 \cdot 10^{-7}$:

$$K_B = (0,63 \log G + 0,26) \cdot 10^{-7}$$

Esta ecuación se obtiene algebraicamente o graficando G en escala logarítmica y K_B en escala lineal, resultando una línea recta (**Figura 29**).

Los valores de K_A y K_B son útiles porque, además de permitir optimizar el proceso de coagulación-floculación, permiten evaluar la respuesta de un agua cruda a un determinado proceso de clarificación. Las aguas con K_A elevados floculan con facilidad y generalmente, son adecuadas para la decantación. Puede aumentarse el valor de K_A con adición de polímeros u otros auxiliares de coagulación sustituyendo el coagulante. El cloruro férrico, por ejemplo presenta valores de K_A generalmente superiores en 50 a 100% de los obtenidos con el sulfato de aluminio. Por otro lado, bajos valores de K_A indican una posibilidad de filtración directa y/o buenos resultados con la flotación con aire disuelto.

Se puede evaluar cual sería la calidad del agua tratada en el ejemplo anterior para una turbiedad del agua cruda en las condiciones de los ensayos ($N_0 = 50$ UNT) y si se alcanzaran los siguientes valores para G y T .

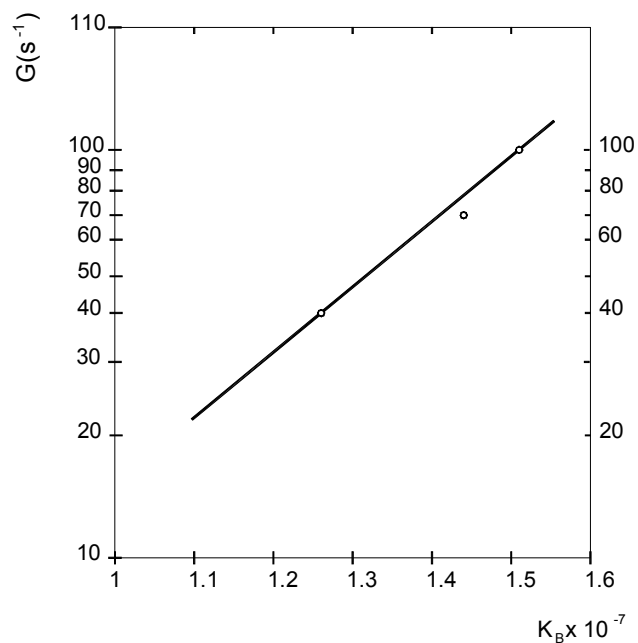


Figura 29. Relación entre el coeficiente de ruptura de flóculos K_B y G

Aplicando la ecuación (4) para la primera cámara de floculación, con los siguientes datos:

$$G = 85 \text{ s}^{-1}, \quad T = 7,5 \text{ min} = 450 \text{ s},$$

$$K_A = 1,26 \cdot 10^{-4},$$

Se calcula:

$$K_B = (0,63 \cdot \log 85 + 0,26) \cdot 10^{-7} = 1,48 \cdot 10^{-7},$$

resultando:

$$\frac{N_o}{N_1} = \frac{1 + K_A G_1 T}{1 + K_B G_1^2 T} = \frac{1 + 1,2 \cdot 10^{-4} \cdot 85 \cdot 450}{1 + 1,48 \cdot 10^{-7} \cdot (85)^2 \cdot 450} = 3,9$$

Repitiendo los cálculos para las demás cámaras de floculación, resulta:

$$2^{\text{a}} \text{ cámara: } G_2 = 66 \text{ s}^{-1}, \quad T = 450 \text{ s}, \quad K_B = 1,41 \cdot 10^{-7} \Rightarrow N_1 / N_2 = 3,70$$

$$3^{\text{a}} \text{ cámara: } G_3 = 57 \text{ s}^{-1}, \quad T = 450 \text{ s}, \quad K_B = 1,37 \cdot 10^{-7} \Rightarrow N_2 / N_3 = 3,53$$

$$4^{\text{a}} \text{ cámara: } G_4 = 51 \text{ s}^{-1}, \quad T = 450 \text{ s}, \quad K_B = 1,16 \cdot 10^{-7} \Rightarrow N_3 / N_4 = 3,35$$

El resultado final de las cuatro cámaras en serie será:

$$\frac{N_0}{N_4} = \frac{N_0}{N_1} \cdot \frac{N_1}{N_2} \cdot \frac{N_2}{N_3} \cdot \frac{N_3}{N_4} = 3,90 \cdot 3,70 \cdot 3,53 \cdot 3,35 = 170$$

Para una turbiedad de agua cruda $N_0 = 50 \text{ UNT}$ la turbiedad final resultará alrededor de $N_4 = N_0 / 170 = 50 / 170 = 0,29 \text{ UNT}$, sin considerar los efectos favorables de la filtración.