



CAPITULO 7

FLOCULACIÒN



CAPITULO VII

FLOCULACIÓN

7.1 GENERALIDADES (Fuente Cepis/OPS/ pub/04.109)

Una vez dispersados los coagulantes hay que producir una lenta agitación en el agua para permitir el crecimiento de floc. Este crecimiento es inducido por el contacto de partículas de diámetro mayor de "1 μ " creado por el gradiente de velocidad de la masa líquida.

Tres características esenciales deben por eso estudiarse en toda la floculación:

- La forma de producir la agitación
- El gradiente de velocidad
- El tiempo de detención

Los dos objetivos básicos que se persiguen son:

- Reunir los microfloculos para formar partículas mayores con peso específico superior al agua.
- Compactar el floc (disminuyendo su grado de hidratación) para producir una baja concentración volumétrica, que permita una alta eficiencia en la fase de separación (sedimentación – filtración).

Es muy importante tener en cuenta al respecto que la materia sólida en el floc representa entre el 2 – 11 % (4) de su volumen, y que el grado de hidratación depende del gradiente de velocidad que se comunique a la masa líquida, lo cual influencia el peso específico de las partículas formadas y su velocidad de asentamiento.

Existen dos tipos de floculación: La llamada floculación pericinética debida al desplazamiento continuo de las moléculas de agua producido por el movimiento Browniano y por la gravedad o peso de las partículas que al caer tienden a aglomerarse. El otro tipo es la floculación ortocinética que es debida al gradiente de velocidad inducidos en el líquido por energía mecánica o hidráulica, causando el movimiento de las partículas a diferentes velocidades y direcciones lo cual aumenta considerablemente la posibilidad de colisión.

El proceso de floculación pericinética es extremadamente lento, por lo cual no es de interés práctico en el tratamiento de agua, por lo que solamente se presentan consideraciones teóricas y factores que influyen en la floculación ortocinética.



<https://glosarios.servidor-alicante.com/depuracion-agua/floculacion>

Figura 5.1 Floculación

7.2 CONCENTRACIÓN VOLUMÉTRICA DE FLOC (Fuente Cepis/OPS/ pub/04.109)

Si como sugiere Camp (5) coagulamos una muestra de agua, la dejamos sedimentar, la colocamos frente a un microscopio, contamos el número de partículas presentes y medimos su diámetro, podemos calcular el volumen total del floc en un determinado volumen de agua. Este volumen puede expresarse en ml de floc por litro de agua, lo que los autores denominan concentración volumétrica de floc o concentración de floc en una muestra dada. Ahora bien en la formula de Hudson obtenemos:

$$\alpha V = \frac{Ln \frac{No}{Nm}}{G t} \pi \quad [7.1]$$

Por lo tanto la concentración de floc αV es inversamente proporcional al gradiente de velocidad G y al tiempo de floculación t , conclusión esta, de gran valor practico.

En otras palabras, esto quiere decir que es posible variar el volumen de floc, cambiando la energía que se le comunique a la masa liquida o el periodo de detención del floculador. Al aumentar el gradiente de velocidad, disminuye la concentración de floc por cuanto disminuye el porcentaje de agua en él. Esto significa que si bien el floc es más pequeño se hace más compacto y puede tener una mayor velocidad de caída

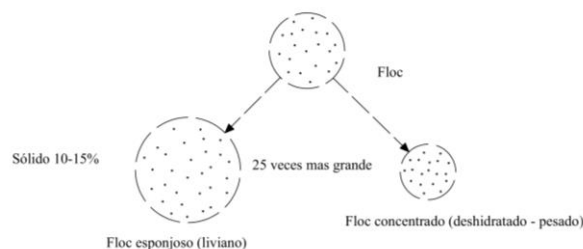


Figura Concentracion Volumetrica del floc

Lagvankar y Gemmel (1968) sugieren que este incremento de concentración puede deberse a que por la mayor agitación del líquido, se produce distribución de partículas por tamaños, tal que el floc grande que es el mas hidratado y voluminoso, o no se forma o se forma cuando alcanza un tamaño limite.

De esta manera el volumen de floc producido con baja velocidad de agitación, puede ser hasta 25 veces más grande que el producido con alta velocidad de agitación. Tal cosa representa una gran diferencia en la fase de separación de sólidos que se realiza en los procesos de sedimentación y filtración. Según Hudson (1965), el floc producido con un alto Gt puede reducir el trabajo de los filtros hasta 10 veces. También menciona haber observado rápido asentamiento de floc con tamaño inferior a 0.5 mm, pero que había sido obtenido con un Gt elevado. El floc esponjoso y grande suele por eso ser inconveniente, porque sedimenta con dificultad y llena rápidamente por su gran volumen los poros el medio filtrante. Por otra parte el volumen del floc depende de la dosis de coagulante que se aplique. Para el mismo gradiente, a mayor dosis mayor concentración volumétrica.

Harris y Kaufman, plantearon un modelo matemático para establecer la tasa de aglomeración, considerando el tanque de floculación como un reactor en serie con m números de cámaras, llegando a la expresión:

$$\frac{N_o}{N_m} = \left(1 + K \phi G \frac{T}{m} \right)^m \quad [7.2]$$

Donde:

N_o = Concentración de partículas primarias en el influente de la primera cámara.

N_m = Concentración de partículas primarias en el efluente de la m ésima cámara.
(Concentración de partículas que quedan sin flocular)

$\frac{N_o}{N_m}$ = Grado de floculación

K = Constante de aglomeración.

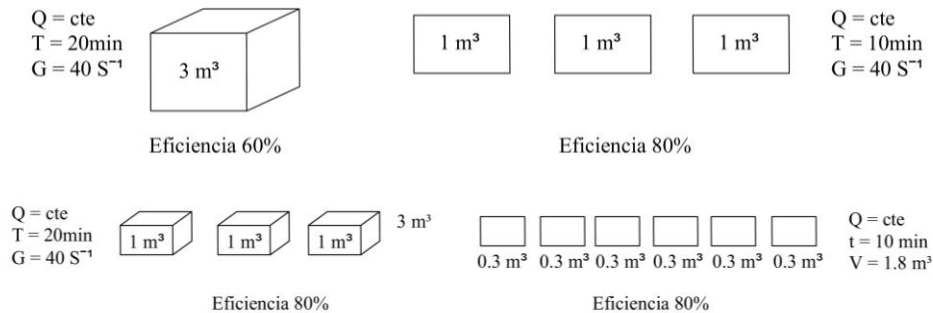
ϕ = Concentración coloidal concerniente al volumen de sólidos por unidad de volumen.

G = Gradiente de Velocidad.

m = Número de cámaras o compartimientos del floculador.

T = Tiempo total de residencia.

La anterior ecuación muestra que una eficiencia dada, puede ser obtenida en tiempos cada vez menores a medidas que aumenta el número de cámaras de floculación en serie.



7.3 FACTORES QUE INFLUYEN EN EL PROCESO(Fuente Cepis/OPS/ pub/04.109)

Entre los factores que influyen en el proceso se consideran:

Interacción entre las variables. Las variables más importantes en el proceso de floculación, por ser las más fácilmente controlables, son la dosis de coagulante, la intensidad de la mezcla o gradiente de velocidad y el tiempo o período de floculación.

El valor óptimo del gradiente es el que produce una turbiedad residual mínima cuando el tiempo de floculación y la dosis de coagulante permanecen constantes.

Varios trabajos con la colaboración del CEPIS permiten establecer la siguiente fórmula:

$$G^n T = K$$

En la expresión anterior, los valores de n y K varían en función de la calidad del agua, dichos valores se determinan mediante la prueba de jarras.

Influencia de la calidad del agua. La concentración y la naturaleza de las partículas tienen una notable influencia en el proceso de floculación. En todos los modelos matemáticos de floculación, la velocidad de formación de los flóculos es proporcional a la concentración y también al tamaño inicial de las partículas. Por regla general es más fácil flocular aguas con un alta turbiedad y que presenten un amplia gama de distribución de tamaños; por el contrario partículas de gran tamaño como arena fina acarreada durante los picos de elevada turbiedad, inhiben el proceso, motivo por el cual cuando la turbiedad del agua es mayor a 1000 UTN es indispensable utilizar tanque de presedimentación.

Influencia del tiempo de floculación. En todos los modelos propuestos para floculación, la velocidad de aglomeración de las partículas es proporcional al tiempo de detención, estando comprendidos entre 10 y 100 min, existiendo bajo determinadas circunstancias un tiempo óptimo para el proceso, normalmente entre 20 y 40 min; determinando este tiempo mediante el ensayo de jarras.

La permanencia del agua en el floculador durante un tiempo superior o inferior al óptimo produce resultados no satisfactorios, por lo que se hace necesario aproximar lo más ajustadamente posible el tiempo real de detención al tiempo nominal escogido, lo cual puede lograrse mediante la división de compartimientos del tanque de floculación con pantallas deflectoras, con el objeto de reducir las zonas muertas y los cortocircuitos.

La ecuación 7.2 muestra que una eficiencia puede ser obtenida en tiempos cada vez menores a medida que aumenta el número de cámaras de floculación en serie. Por razones de orden práctico el número de cámaras no puede ser muy grande, estableciéndose un mínimo de tres unidades.

Ritcher partiendo de la ecuación 7.2 llega a la siguiente expresión:

$$T = \frac{1}{\eta K \phi G} \ln \left(\frac{N_o}{N_m} \right) \quad [7.3]$$

Donde n = Factor de eficiencia.

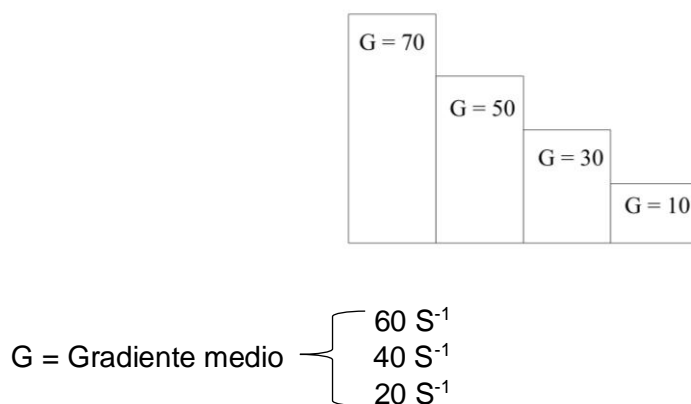
Esta ecuación caracteriza la floculación en medio granular, tal como un floculador de piedras por ejemplo, el cual es una estructura muy grande de compartimientos, conformados por su porosidad, y que puede de este modo, flocular en un tiempo bastante corto.

Influencia del gradiente de velocidad. El gradiente de velocidad es un factor de proporcionalidad en la velocidad de aglomeración de las partículas, pues cuanto mayor es este, más rápida es dicha velocidad. A medida que los flóculos aumentan de tamaño se establece un coeficiente de ruptura debido a que se hacen mayores las fuerzas de cizallamiento hidrodinámico que actúan sobre ellos. Los flóculos crecen hasta un tamaño máximo por encima del cual el cizallamiento los rompe en partículas menores, debido a esto, existe un límite máximo de gradiente que no puede ser sobrepasado.

Según Camp los gradientes deberán estar comprendidos entre 75 y 20 s^{-1} : de acuerdo con el CEPIS los valores recomendados se encuentran en el rango de 100 a 10 s^{-1} , los cuales se deben escalonar en forma decreciente, por ejemplo disponer de 4 cámaras con gradientes de 75 , 55 , 35 y 25 s^{-1}

Según el RAS los gradientes deberán estar comprendidos entre 10 y 70 s^{-1} : dependiendo del tipo de floculador a diseñar y cuyo gradiente medio del proceso deberá ser 40 s^{-1} .

Gradientes variables: de mayor a menor. Se obtienen variando secciones



Después de formados los flóculos en la última cámara, es necesario la conducción del agua hasta el proceso siguiente mediante estructuras como canales, tuberías, compuertas, etc., que no generen gradiente de velocidad superior al de la última cámara del floculador, porque de lo contrario se rompe el floc ya formado y se estropece el proceso de aglutinación.

7.4 CLASIFICACION DE LOS FLOCULADORES.

Según el tipo de energía usada para producir la agitación, los floculadores pueden clasificarse en hidráulicos, mecánicos e hidromecánicos. (Tabla 7.1)

Los primeros según el sentido del flujo, se clasifican en: de flujo horizontal, de flujo vertical y de flujo helicoidal.

Los segundos así mismo según el sentido del movimiento, se clasifican en reciprocantes y rotatorios. Cabe destacar también dos tipos de floculadores que tienen carácter experimental; los de piedras y los de mallas.

En el proceso de floculación pueden emplearse los floculadores hidráulicos y mecánicos. Entre los floculadores hidráulicos que pueden ser implementados están los de flujo horizontal, flujo vertical, flujo helicoidal y Alabama.

Tabla 7.1 Clasificación de los floculadores

Según la energía de agitación	Según el Sentido de Flujo	Descripción	Nombre
Hidráulicos	Flujo Horizontal	Con tabiques de ida y regreso	De Tabiques
	Flujo Vertical	Con tabiques arriba y abajo del tanque	
		Con codos en el fondo que proyectan el agua arriba y abajo	Alabama
		Con entrada lateral al tanque	Cox
		Con entrada en el fondo ascendente.	De Piedra
Mecánicos	Rotatorios	De paletas de eje horizontal o vertical	De Paletas
		De turbinas Horizontales o verticales	De turbinas
	Reciprocantes	Rejas o cintas oscilantes	Reciprocantes
Hidromecánicos	Flujo horizontal	De turbina Pelton y paletas Horizontales	Hidromecánicos

En caso de emplear algún equipo de floculación distinto de los mencionados anteriormente, el diseñador debe pedir autorización para implementarlo. Es necesario comprobar la eficiencia de dicho proceso, ya sea por resultados obtenidos a nivel internacional o nacional, por investigaciones, trabajos de laboratorio y/o planta piloto que demuestren su efectividad.

7.5 CRITERIOS GENERALES FLOCULACION CONVENCIONAL.(RAS 2017)

Las unidades de mezcla rápida y mezcla lenta deben ubicarse lo más cerca posible. Para caudales menores de 250 l/s, el tipo de floculador podrá ser hidráulico o mecánico, mientras que para caudales mayores o iguales a 250 l/s será mecánico; en todos los casos de proyectos nuevos se deberán garantizar mínimo tres zonas de floculación, para alcanzar una disminución de los gradientes de velocidad de mezcla entre 70 s^{-1} y 10 s^{-1} y cuyo gradiente medio del proceso deberá ser 40 s^{-1} . Se requieren tiempos de retención hidráulica de 20 a 40 minutos, en total, para el proceso. El responsable del proyecto deberá realizar un análisis multivariable para la escogencia del tipo de agitación óptimo, en función de la eficiencia de remoción, tiempo de retención hidráulica, superficie de ocupación, y costos de operación de energía y productos químicos.

7.6 DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS

La agitación no debe ser ni muy lenta que favorezca la sedimentación, ni muy rápida que provoque el rompimiento de los flóculos ya formados. El tiempo y el gradiente óptimo deben ser los obtenidos en la prueba de jarras. Para el gradiente medio de la velocidad es necesario tener en cuenta el cambio de escala y la hidrodinámica en el sistema real. Cuando sea posible, se deberá optimizar el valor de G en el mismo sitio.

7.7 FLOCULADORES HIDRÁULICOS

Los floculadores hidráulicos derivan su energía para la agitación de la masa líquida, de la carga de velocidad que el flujo adquiere al escurrir por un conducto.

7.7.1 GRADIENTE DE VELOCIDAD EN FLOCULADORES HIDRÁULICOS

La potencia disipada por unidad de volumen en floculadores hidráulicos se calcula como el caso de los mezcladores hidráulicos. Así:

$$P_D = \frac{\gamma * Q * \Delta H}{V} \quad [7.4]$$

Como $V = A * L$ y $Q = A * v$

$$P_D = \gamma * v \frac{\Delta H}{l} \quad [7.5]$$

Donde:

l = longitud en la cual se produce la pérdida de carga h_f .

v = Velocidad promedio del flujo

Como: $\frac{V}{Q} = T$ $P_D = \frac{\gamma * \Delta H}{T}$ [7.6]

T = tiempo nominal de detención

Siendo: $\mu = \frac{v\gamma}{g}$

a partir de P se calcula G , así:

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu * V}} = \sqrt{\frac{\gamma * \Delta H}{\mu * T}} = \sqrt{\frac{g * \Delta H}{v * T}} \quad [7.7]$$

Generalmente el valor de G promedio en floculadores de pantallas varía entre 10 y 100 s^{-1} y más frecuentemente entre 20 y 70 s^{-1} .

7.7.2 FLOCULADORES DE TABIQUES. (Fuente Arboleda Valencia 2000)

Consisten en tanques provistos de pantallas en las cuales el agua circula con una velocidad fija, produciendo cierta turbulencia en cada cambio de dirección del flujo.

Los más comunes son los de flujo horizontal y los de flujo vertical (figura 7.2). En los primeros, el flujo va y viene alrededor de los tabiques haciendo un giro de 180° al final de cada uno. En los segundos, el flujo sube y baja en condiciones similares.

En ambos casos se produce una pérdida de carga Δh .

- a. Por el cambio de dirección y turbulencia h'
- b. Por ensanchamiento y contracción de la sección h''
- c. Por fricción en los tramos rectos h_2

La suma de estas pérdidas de carga constituye la pérdida de carga total h_t .

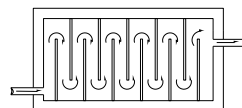
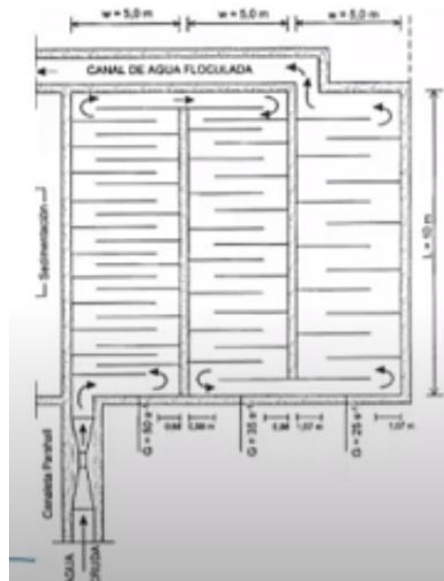
En los floculadores de flujo horizontal $h' + h'' = h_1$, es proporcional a la carga de velocidad $v^2 / 2g$, así:

$$h_1 = k * N \frac{V^2}{2g} \quad [7.8]$$

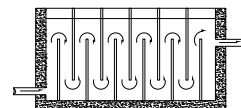
Donde: k = constante empírica

N = número de tabiques

V = velocidad promedio de flujo = Q / A = Gasto / Sección transversal.



a. Flujo Horizontal (Planta)



b. Flujo Vertical (elevacion)



Figura. 7.2 Floculadores hidráulicos de tabiques

Esta velocidad promedio suele variar entre 0.20 y 0.60 m/s. Algunos diseñadores suelen hacer dos o tres sectores, incrementando el espaciamiento de los tabiques para producir una alta velocidad al principio (0.30 - 0.60 m/s) y baja al final (0.20 - 0.30 m/s).

Las velocidades altas (0.70 m/s) Pueden romper el floc, mientras que las bajas (0.10 m/s) permiten la sedimentación de los lodos. Cada una de acuerdo con las fuerzas que mantienen aglutinadas las partículas y los coagulantes que se usen, requiere un estudio especial al respecto.

El coeficiente k es adimensional y varía en proporción directa con la pérdida de carga e inversa con el cuadrado de la velocidad:

$$k = \frac{2g}{N} * \frac{h_1}{v^2} \quad [7.9]$$

Suele tomarse $k = 3.5$ como valor promedio, pero en realidad varia entre 2 y 4 según la rugosidad de los tabiques, el espaciamiento entre el extremo de los tabiques y la pared, la temperatura, viscosidad del agua, la forma de la punta de los tabiques (redondeada o cuadrada), etc.

De los estudios de Cordón y Samayoa se podría deducir que el valor más frecuente de k tiende hacia 3.0.

La pérdida de h_2 se puede calcular con la formula de Manning así:

$$h_2 = SL = \left(\frac{v n}{R^{2/3}} \right)^2 L \quad [7.10]$$

Donde:

S = pendiente del canal

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{\text{gasto}}{\text{seccion transversal}}$$

$$R = \text{radio medio hidraulico} = \frac{A}{P} = \frac{\text{area}}{\text{perimetro mojado}} \quad [7.11]$$

n : coeficiente de Manning (puede tomarse 0.013 para superficies de cemento y 0.012 para asbesto-cemento).

La perdida de carga h_1 es la que predomina y puede representar hasta el 90% de la perdida total.

La suma de estas pérdidas constituye la carga total, esto es:

$$\Delta h = h_1 + h_2 \quad [7.12]$$

Remplazando en la ecuación 7.12 se obtiene:

$$\Delta H = \left(\frac{v^* n}{R^{0.67}} \right)^2 L + K \frac{v^2}{2g} N \quad [7.13]$$

7.7.2.1 Floculador de flujo horizontal (Fuente Arboleda Valencia 2000)

En este tipo de floculadores, el agua se desplaza en sentido horizontal entre dos tabiques consecutivos haciendo el giro al final de cada uno. Para utilizar un floculador de flujo horizontal, el tanque debe estar dividido por pantallas de concreto u otro material adecuado, dispuesto de forma que el agua haga un recorrido de ida y vuelta alrededor de las mismas. Debe dejarse suficiente espacio para la limpieza de los canales; si éstos son muy estrechos las pantallas deber ser removibles.

En el caso de floculadores de flujo horizontal, el valor de $K = 3,0$ con lo cual la ecuación 7.13 queda así:

$$\Delta H = \left(\frac{v^* n}{R^{0.67}} \right)^2 L + 3 \frac{v^2}{2g} N \quad [7.14]$$

Las principales desventajas de este tipo de floculadores son:

- Se produce mucho más perdida de carga y por tanto gradiente de velocidad en los giros de 180° del flujo, que en los tramos rectos.
- Cuando los tabiques son fijos, la velocidad es constante para cada flujo. Si se quiere cambiar Q la velocidad cambia y cambia también la pérdida de carga, pudiendo ser o muy alta o muy baja.

Para una velocidad de 60 cm/seg. por ejemplo, el gradiente de velocidad en los tramos rectos es de solo 22 seg^{-1} , mientras que en las puntas de los tabiques puede alcanzar hasta 600 seg^{-1} para una pendiente hidráulica del 5.51%.

Por tanto es conveniente disminuir la velocidad del agua en los giros de 180° del flujo para evitar la ruptura del floc. Velocidades no mayores de 15 cms/seg, son aconsejables. Por eso tradicionalmente el espaciamiento entre el extremo del tabique y el muro (M) se ha hecho igual a 1.5 veces la separación entre tabiques (S), pero tal regla no debe tomarse como absoluta.

La figura 7.3 muestra la forma que adopta el gradiente de energía en mezcladores de flujo horizontal.

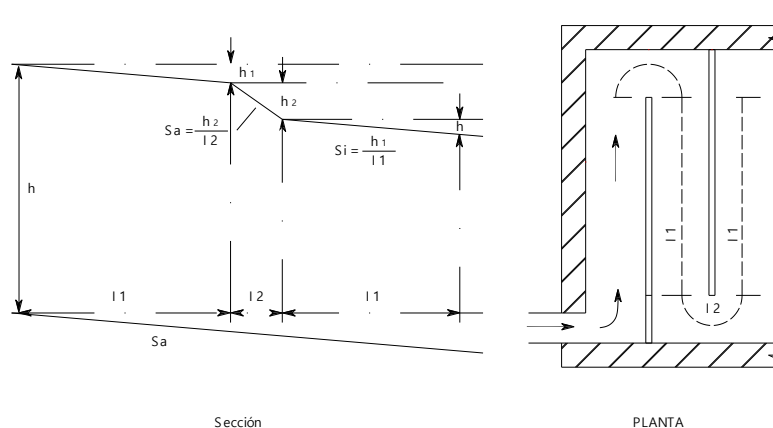


Figura. 7.3 Gradientes de energía en mezcladores de flujo horizontal (Fuente Arboleda Valencia 2000)

La segunda dificultad en este tipo de floculadores es su falta de flexibilidad. Efectivamente habiendo una sección constante en los canales, no se puede variar el gasto de la planta sin que varíe la velocidad de flujo.

Por otra parte, la longitud del canal necesario y por tanto el número de tabiques es función de la velocidad del flujo y del tiempo de retención ($L = v \cdot t$) y no del gasto, el cual solo determina la sección (ancho-profundidad) del canal. Por lo tanto si quiere hacer dos floculadores en lugar de uno, se disminuye el espaciamiento entre tabiques y el tamaño de cada tanque, pero el número de tabiques se multiplica por dos, lo que puede aumentar el costo de construcción.

Sin embargo, el floculador hidráulico tiene una serie de ventajas que no deben subestimarse.

- No tienen cortos circuitos, esto es, que el flujo queda retenido durante un tiempo casi igual al periodo de detención nominal.
- No tiene partes móviles, de forma que su operación y mantenimiento son más simples que de los equipos mecánicos.
- Si bien la pérdida de carga necesaria para producir un determinado gradiente de velocidad es mayor, no requiere consumo externo de energía, lo que es una considerable ventaja cuando el flujo llega por gravedad a la planta.

Esto hace especialmente atractivos a los floculadores hidráulicos en países no industrializados, sobre todo si se modifica el diseño para salvar algunas dificultades que se presentan.

En primer lugar la velocidad puede hacerse baja (0.20 - 0.25 m/s) confiando en el alto gradiente que se produce en las puntas de los tabiques, con lo cual se disminuye la longitud de canal requerida. El tiempo de detención puede hacerse por la misma razón entre 15 y 20 minutos, ya que no se presentan cortocircuitos.

Se pueden hacer también tramos cortos con tabiques de asbesto-cemento o madera, removibles y colocables con espaciamiento variable lo que trae ventajas: se le da flexibilidad de operación a la unidad y se aumenta el número de puntos en que se produce un gradiente elevado, proporcionando así la floculación del floc. En este caso debe dejarse en el diseño original del perfil hidráulico,

suficiente diferencia de nivel entre el final de la mezcla y el inicio de la floculación como para que el flujo no se represe si se aumenta el número de tabiques.

Tiempo de detención y gradiente de velocidad

El tiempo de detención y el gradiente de velocidad deben determinarse a través de pruebas de laboratorio. El gradiente medio de velocidad (G) debe estar entre 20 s^{-1} y 70 s^{-1} y el tiempo de detención (t_d) entre 20 y 30 minutos, deben determinarse en base a las pérdidas de carga y la longitud de trayectoria del flujo.

Velocidad del agua

El floculador debe diseñarse de manera que la velocidad del agua a través del tanque este entre 0.2 m/s y 0.6 m/s.

Ejemplo: Diseñar un floculador hidráulico de flujo horizontal constituido por un canal en concreto al cual se le acoplan placas planas de asbesto cemento de $3.6 \text{ m} \times 1.2 \text{ m} \times 0.008 \text{ m}$.

El caudal de la estructura es de 50 l/s y la temperatura mínima esperada es de 16°C .

Se ha decidido considerar tres zonas cuyos tiempos de detención y gradientes de velocidad correspondientes, obtenidos mediante el ensayo de jarras son los siguientes:

Zona 1: $T = 8 \text{ min}$ $G = 70 \text{ S}^{-1}$

Zona 2: $T = 7 \text{ min}$ $G = 60 \text{ S}^{-1}$

Zona 3: $T = 5 \text{ min}$ $G = 40 \text{ S}^{-1}$

El diseño se hace con la suposición inicial de la velocidad del flujo en cada una de las zonas, con el objeto de lograr el gradiente requerido. Se muestra solamente el cálculo de la primera zona, ya que el procedimiento es análogo para los demás.

PRIMERA ZONA:

Área seccional del flujo. Se supone una $v = 0.3 \text{ m/s}$

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{0.05 \text{ m}^3 / \text{s}}{0.3 \text{ m/s}} = 0.17 \text{ m}^2$$

Separación entre placas

$$S = \frac{A}{h}$$

Donde:

h = Altura de la lámina de agua (m)

h = Altura de la placa – Borde libre

$h = 1.2 \text{ m} - 0.10 \text{ m} = 1.10 \text{ m}$

$$S = \frac{0.17 \text{ m}^2}{1.10 \text{ m}} = 0.15 \text{ m}$$

Separación entre el extremo de la placa y la pared del canal.

$$M = E.S$$

Donde: $1 \leq E \leq 1.5$

Haciendo $E = 1.5$ $M = 1.5 * 0.15 \text{ m} = 0.23 \text{ m}$

Longitud de recorrido del agua $L = V * T$ $L = 0.3 \text{ m/s} * 8\text{min} * 60\text{seg} = 144\text{m}$

Numero de tabiques

N = numero de canales secundarios +/- (Dependiendo si se considera o no las paredes del canal como tabiques y de la forma de interconexión entre las zonas del floculador)

$$N = \frac{L}{\text{Ancho del canal principal}} - 1 \quad (\text{Para este caso en particular})$$

$$N = \frac{144\text{m}}{(3.6 + 0.23)\text{m}} - 1 = 37 \text{ Tabiques}$$

Perdida de carga total. Según la ecuación 7.13

$$\Delta h = \left[\frac{v.n}{R^{0.67}} \right]^2 . L + 3 \frac{v^2}{2g} . N$$

$$\Delta h = \left[\frac{0.3 * 0.012}{\left(\frac{0.17}{2 * 1.10 + 0.15} \right)^{0.67}} \right]^2 144\text{m} + 3 \frac{\left(\frac{0.05}{0.23 * 1.10} \right)^2 \text{m}^2 / \text{s}}{2 * 9.81\text{m} / \text{s}^2} 37$$

$$\Delta h = 0.063\text{m} + 0.22\text{m} = 0.28\text{m}$$

Obsérvese que la perdida de carga en los extremos de los tabiques representa el 79% de la perdida total.

Gradiente de velocidad:

$$G = \sqrt{\frac{\gamma . \Delta h}{\mu . T}}$$

$$G = \sqrt{\frac{998.97 \text{Kgf} / \text{m}^3 * 0.28\text{m}}{1.14 * 10^{-4} \text{kgf} * \text{s} / \text{m}^2 * 480\text{s}}} = 71.4\text{s}^{-1}$$

Longitud del canal principal

$$L_c = N \cdot \text{Espesor de placa} + (N+1) \cdot S$$

$$L_c = 37 \cdot 0.008\text{m} + 38 \cdot 0.15\text{m} = 6\text{ m}$$

Para el cálculo de la segunda y tercera zona, se conserva la altura de la lamina de agua 1.10m, se supone la velocidad y se continua el mismo proceso.

La figura 7.4 muestra el esquema con las dimensiones definitivas de la primera zona.

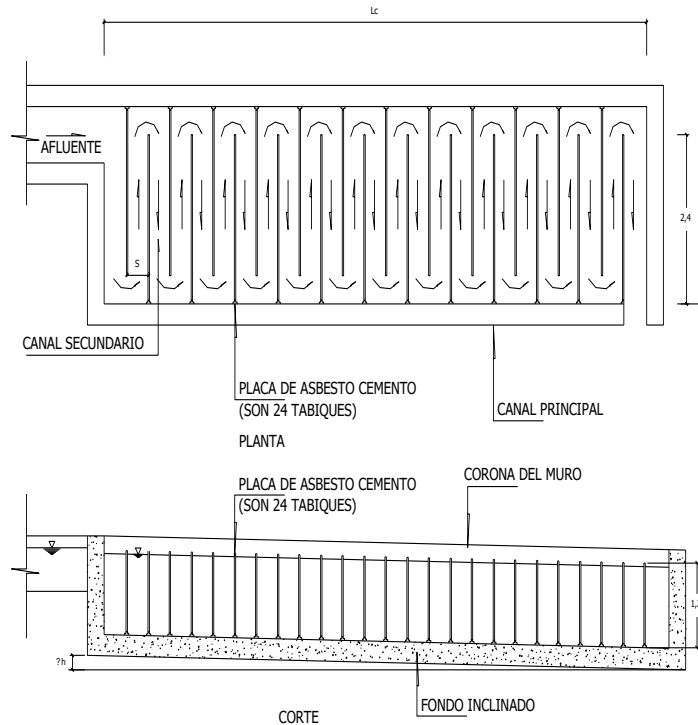


FIGURA 36 . Dimensiones de la primer zona de floculación

Figura 7.4 Dimensiones de la primera zona del floculador Ejemplo (Fuente Arboleda Valencia 2000)

La planta de tratamiento de una población, se ha diseñado con una capacidad promedio de 36 l/s. Se ha proyectado un floculador horizontal de tabiques movibles con un periodo de retención total de 19 minutos. Se han considerado dos zonas: (a) $t_o = 9$ minutos, $v = 0.21$ m/s., (b) $t_o = 10$ minutos, $v = 0.14$ m/s. La temperatura es de 20°C y $\mu = 0.01$ gr/ cm* seg.

De acuerdo con esto las longitudes de los canales serían:

$$L_1 = 0.21 \times 9 \times 60 = 113.4 \text{ mts}$$

$$L_2 = 0.14 \times 10 \times 60 = 84 \text{ mts}$$

Secciones del canal $A = Q/v$

$$A_1 = \frac{0.036}{0.21} = 0.172\text{m}^2 \quad A_2 = \frac{0.036}{0.14} = 0.257\text{m}^2$$

Usando tabiques planos de asbesto-cemento de 1.20×2.40 con borde libre de 0.10 m la profundidad de los canales será 1.10 mts. Los espaciamientos serán por tanto:

$$a_1 = \frac{0.172}{1.10} = 0.156mt \quad a_2 = \frac{0.1257}{1.10} = 0.234mt$$

Los espaciamientos entre la punta del tabique y la pared serán

$$1.5 \times 0.156 = 0.234 \text{ m}; \quad 1.5 \times 0.234 = 0.351 \text{ m};$$

Por tanto el ancho del tanque será: $l_1 = 2.40 + 0.234 = 2.63mts$

$$l_2 = 2.40 + 0.351 = 2.75mts$$

$$1^\circ \text{ tramo } N_1 = \frac{113.4}{2.63} = 43$$

$$43 \times 0.156 = 6.70 \text{ mts de largo}$$

$$2^\circ \text{ tramo } N_2 = \frac{84}{2.75} = 30$$

$$30 \times 0.234 = 7.02 \text{ mts de largo}$$

Incluyendo el espesor de los tabiques (1 cm), las dimensiones del tanque de floculación serán: 15.20 mts de largo dividido en dos secciones de 7.13 y 7.32 mts cada una; 1.20 mts de profundidad y 2.63, 2.75 mts de ancho cada sección.

Los valores de las pérdidas de carga se calculan en la tabla siguiente:

Tramo	Veloc. c/seg.	$\frac{v^2}{2g}$ <i>cms</i>	$h_1 = 3N \frac{v^2}{2g}$ <i>cms</i>	$s = \left(\frac{vn}{r^{2/3}} \right)^2$	$h_2 = SL$ <i>cms</i>	$h_f = h_1 + h_2$ <i>cms</i>
1	21	0.225	29.0	2.46×10^{-4}	2.79	31.79
2	14	0.100	9.0	6.66×10^{-5}	0.56	9.56

La potencia disipada se calculo con la formula:

$$P_1 = \frac{\gamma \Delta h}{T} = \frac{1000kg - F / m^3 * 0.3179 \text{ m}}{9 * 60s} = 0.5887 \frac{kg - F * m}{s * m^2}$$

Para una temperatura de 20° C

$$\mu = 0.01009 \text{ gr / cm} * s \text{ o también } \mu = 0.01009 / 98.1 = 1.028 * 10^{-4} \text{ KgF} * s / m^2$$

$$G_1 = \sqrt{\frac{P}{\mu V}} = \left(\frac{0.5887}{0.0001028} \right)^{1/2} = 75.6s^{-1}$$

$$P_2 = \frac{\gamma \Delta h}{T} = \frac{1000kg - F / m^3 * 0.0956 \text{ m}}{10 * 60s} = 0.1593 \frac{kg - F * m}{s * m^2}$$

$$G_2 = \sqrt{\frac{P}{\mu V}} = \left(\frac{0.1593}{0.0001028} \right)^{1/2} = 39.4s^{-1}$$

Debe tenerse en cuenta que existe la posibilidad de poner mas o menos tabiques para aumentar o disminuir el gradiente cuando haga falta.

7.7.2.2 Floculador de flujo vertical.

En el floculador de flujo vertical el agua debe fluir por encima y por debajo de las pantallas que dividen el tanque. Este tipo de floculador es más compacto que el de flujo horizontal, pues puede hacerse más profundo y por tanto requieren menor área superficial. Su principal problema consiste en la acumulación de lodos en la parte inferior de los compartimentos, los cuales son difíciles de extraer. En Brasil para solucionar este problema, se deja en la base de cada tabique que llega hasta el fondo, una abertura con un área equivalente al 5% del área horizontal de cada compartimiento.

En esta forma se permite que el flujo por el fondo se divida y mientras la mayor parte asciende, una pequeña proporción pase directamente por el fondo, creando una turbulencia adicional e impidiendo la acumulación de sedimentación como lo muestra la figura 7.5. Se usa para plantas relativamente grandes (mayores de 50 l/s.). La unidad puede tener una profundidad de 2 m a 5 m. En plantas pequeñas por razones estructurales es preferible el flujo horizontal.

En el caso de floculadores de flujo vertical el valor de K es diferente para los pasos inferiores y superiores:

- Para los pasos inferiores que trabajan como un orificio sumergido $K = 2.0$
- Para los pasos superiores que trabajan como vertedero ahogado $K = 1.0$

Suponiendo m orificios sumergidos la ecuación 7.13 queda:

$$\Delta H = \left(\frac{v^* n}{R^{0.67}} \right)^2 L + \frac{v^2}{g} m + \frac{v^2}{2g} (N - m) \quad [7.15]$$

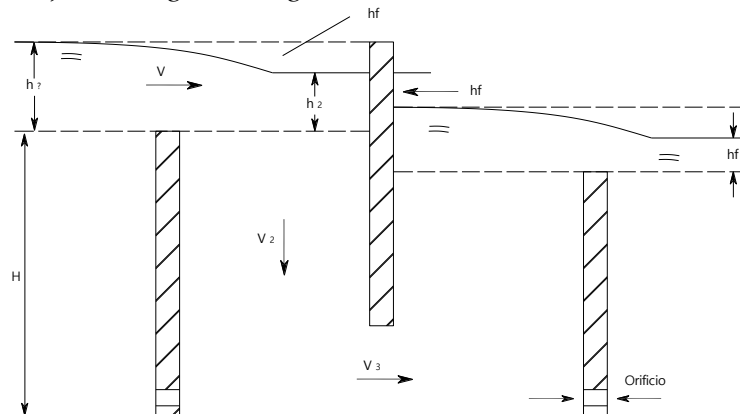




Figura 7.5 Floculador de flujo vertical (Fuente Cepis/OPS/ pub/04.109)

Tiempo de detención y gradiente de velocidad

El tiempo de detención y el gradiente de velocidad deben determinarse a través de pruebas de laboratorio. El gradiente medio de velocidad (G) debe estar entre 20 s^{-1} y 70 s^{-1} y el tiempo de detención (t_d) entre 20 y 30 minutos, deben determinarse en base a las pérdidas de carga y la longitud de trayectoria del flujo.

Velocidad del agua

El floculador debe diseñarse de manera que la velocidad del agua a través del tanque este entre 0.2 m/s y 0.6 m/s.

Ejemplo:

La planta de tratamiento de una población se ha diseñado con una capacidad promedio de 100 l/s se ha proyectado un floculador vertical de tabiques con un periodo de retención total de 20 min. Se ha considerado tres zonas:

Zona 1: $T = 8 \text{ min}$ $G = 70 \text{ S}^{-1}$
 Zona 2: $T = 7 \text{ min}$ $G = 50 \text{ S}^{-1}$
 Zona 3: $T = 5 \text{ min}$ $G = 20 \text{ S}^{-1}$

Se usara placas de concreto de $2.4\text{m} \times 4.8\text{m} \times 0.1\text{m}$. La temperatura del agua es de 20°C .

PRIMERA ZONA:

Área seccional del flujo. Se supone una $v = 0.32 \text{ m/s}$

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{0.100 \text{ m}^3 / \text{s}}{0.32 \text{ m/s}} = 0.31 \text{ m}^2$$

Separación entre placas

$$S = \frac{A}{b}$$

Donde:

b = Ancho del canal (m)

$$S = \frac{0.31m^2}{2.4m} = 0.13m$$

Separación entre el extremo de la placa y el fondo

$$M = E.S \quad \text{Donde } E = 1.5$$

La velocidad por los orificios debe ser igual a $V_2 = (2/3) V_1$ para evitar mayores pérdidas en el paso. O lo mismo $M = E.S$ como se muestra a continuación.

Velocidad en el canal (V_1) = Velocidad en el paso inferior (V_2)

$$\frac{S * b}{Td} = \frac{M * b}{Td}$$

$$\frac{S * b}{Td} = \frac{1.5 * S * b}{Td}$$

$$\text{Donde } V_1 = \frac{S * b}{Td}$$

$$V_2 = \frac{V_1}{1.5}$$

$$V_2 = \frac{2}{3} V_1$$

$$V_2 = \frac{2}{3} * 0.32m/s = 0.21m/s$$

$$A_2 = \frac{Q}{V_2} = \frac{0.10m^3/s}{0.21m/s} = 0.48m^2$$

$$S = \frac{A}{b} = \frac{0.48m^2}{2.4m} = 0.20m$$

Longitud de recorrido del agua

$$L = v * T$$

$$L = 0.32 \text{ m/s} * 8\text{min} * 60\text{seg} = 153.6 \text{ m}$$

Numero de tabiques

$$N = \frac{L}{\text{profundidad del canal principal}} - 1 \quad (\text{Para este caso en particular})$$

$$N = \frac{153.6m}{(4.8 + 0.20)m} - 1 = 30 \text{ Tabiques}$$

Perdida de carga total. Según la ecuación 7.15

$$\Delta h = \left[\frac{v \cdot n}{R^{0.67}} \right]^2 \cdot L + \frac{v^2}{g} \cdot m + \frac{v^2}{2g} (N - m)$$

Donde:

m = Numero de pasos inferiores

N-m = Numero de pasos superiores

$$\Delta h = \left[\frac{0.32 \cdot 0.013}{\left(\frac{0.31}{2(0.13 + 2.4)} \right)^{0.67}} \right]^2 \cdot 153.6 + \frac{0.21^2}{9.81} 15 + \frac{0.32^2}{2 \cdot 9.81} (30 - 15)$$

$$\Delta h = 0.112m + 0.067m + .0783m = 0.257m$$

Gradiente de velocidad

$$G = \sqrt{\frac{\gamma \cdot \Delta h}{\mu \cdot T}}$$

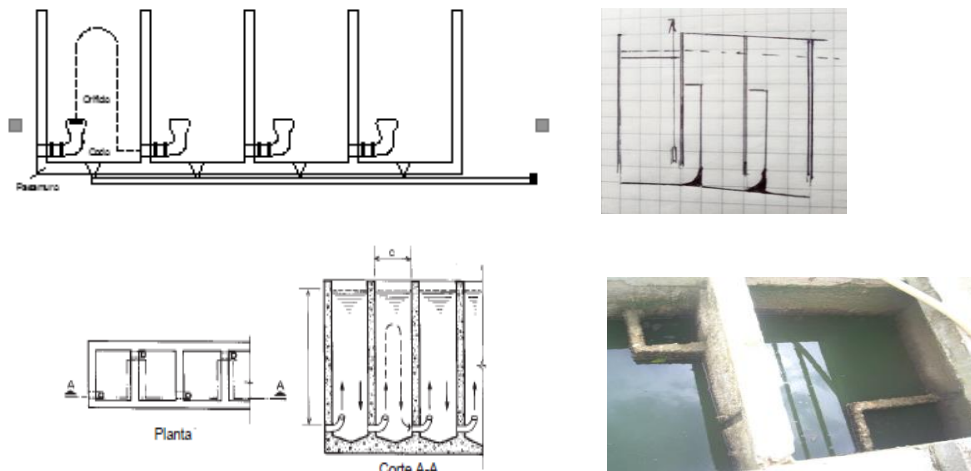
$$G = \sqrt{\frac{998.23 \text{ Kg} / \text{m}^3 \cdot 0.257 \text{ m}}{1.03 \cdot 10^{-4} \text{ kg} / \text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot 480 \text{ s}}} = 72.03 \text{ s}^{-1}$$

Longitud del canal principal:

$$L_c = N \cdot \text{Espesor de placa} + (N+1) \cdot S$$

$$L_c = 30 \cdot 0.1 \text{ m} + 31 \cdot 0.13 \text{ m} = 7 \text{ m}$$

7.7.3 FLOCULADOR ALABAMA (Fuente Arboleda Valencia 2000)



<http://www.ingenieroambiental.com/4014/seis.pdf>

Figura 7.6 Floculador tipo Alabama

Una variante del floculador de tabiques es el tipo Alabama con el cual cada cámara lleva un codo que impulsa el agua hacia arriba, como indica la figura 7.6 y la vuelve a tomar en el fondo. Los codos se colocan en forma alternada: el anterior en el lado derecho de la cámara y el que sigue en el lado izquierdo para evitar corto circuitos.

En el fondo debe dejarse un desagüe conectado a un múltiple para permitir la extracción de los lodos. En cada tabique debe dejarse una boca de drenaje.

En realidad es un floculador de flujo vertical sin tabiques vertederos y puede calcularse de esa manera.

Deben hacerse un mínimo de nueve cámaras pero es preferible hacer doce o más cuyo volumen sumado corresponda al volumen del tiempo de detención total que se necesite. En los codos la velocidad debe estar entre 0.20 y 0.40 m/s. para evitar la rotura del floc. En el extremo de los codos se coloca una platina de orificio que pueda ser cambiada por otra a voluntad a fin de modificar el gradiente. Debe evitarse la ruptura del flóc en los cambios de dirección.

La pérdida de carga en los codos se puede calcular con las fórmulas corrientes y el gradiente de velocidad dado anteriormente, así:

$$G = \sqrt{\frac{g * \Delta H}{\nu * T}} = \sqrt{\frac{\gamma * \Delta H}{\mu * T}}$$

Se parte aquí del principio de que la energía para producir turbulencia en cada cámara es la inducida por la pérdida de carga en el pasamuro, codo y orificio.

$$\Delta H = H_1 + H_2 + H_3$$

$$H_1 = \frac{Q^2}{19.6 * C_D^2 * A_1^2} \quad H_2 = K \frac{V^2}{2g} \quad H_3 = \frac{Q^2}{19.6 * C_D^2 * A_3^2}$$

Cabe observar que en cada cámara debe dejársele un desagüe por el fondo conectado a un múltiple, para extracción de lodos.

Según el RAS 2000, el gradiente de velocidad debe estar entre 20 s^{-1} y 70 s^{-1} de acuerdo con el obtenido en la prueba de jarras y el tiempo de detención entre 20 y 40 minutos, debe determinarse de acuerdo con las pérdidas hidráulicas.

Tabla 5. Parametros de diseño para floculador tipo Alabama

Parametros de diseño para floculador tipo alabama			
Caudal por camara unitaria	25	50	L/s * m2
Velocidad en las curvas	0,4	0,6	m/s
Longitud de cada camara (L)	0,75	1,5	m
Ancho de cada camara (W)	0,5	1,25	m
Profundidad de cada camara (H)	2,5	3,5	m
Tiempo de retencion toal en el floculador	15	25	minutos

Fuente: Romero Rojas, Jairo Alberto. Purificación del agua, ED. Escuela Colombiana de Ingeniería. Bogotá 2002. p. 195 - 209

Algunas especificaciones generales de la norma Brasileira en este sistema de floculación son las siguientes:

- Área óptima de cada compartimiento: 0.040 m² por cada lt/seg.
- Área óptima en cada codo: 0.003 m² por cada lt/seg.
- Altura recomendable: 2.5 a 3 m

Ejemplo:

Se quiere calcular un floculador para 12.5 l/s con 9 cámaras y 25 min de periodo de detención. Diámetro del orificio 6" y del tubo 8". Temperatura 20°C ($\nu = 1.01 \cdot 10^{-6}$ m²/s).

Solución

Volumen total: $0.0125 \times 25 \times 60 = 18.75$ m³.

Profundidad seleccionada: 2.60 m.

Se adoptan 9 celdas de $0.90 \times 0.90 \times 2.60 = 2.106$ m³.

Diámetro tubo 8"

Periodo de detención por cámara: $25 \times 60/9 = 166.6$ s.

Pérdidas de carga:

En pasamuro:

$$h'_f = \frac{Q^2}{19.6 * C_d^2 * A^2} = \frac{(0.0125)^2}{19.6 * (0.8)^2 * (0.03242)^2} = 0.012m$$

En codo:

$$h''_f = 0.4 \frac{\nu^2}{2g} = 0.4 \frac{(0.386)^2}{19.6} = 0.003m$$

En orificio:

$$h'_f = \frac{(0.0125)^2}{19.6 * (0.65)^2 * (0.0182)^2} = 0.057m$$

Pérdida de carga por cámara: $0.012 + 0.003 + 0.057 = 0.072$ m

Pérdida de carga en las nueve cámaras: $9 \times 0.072 = 0.648$ m

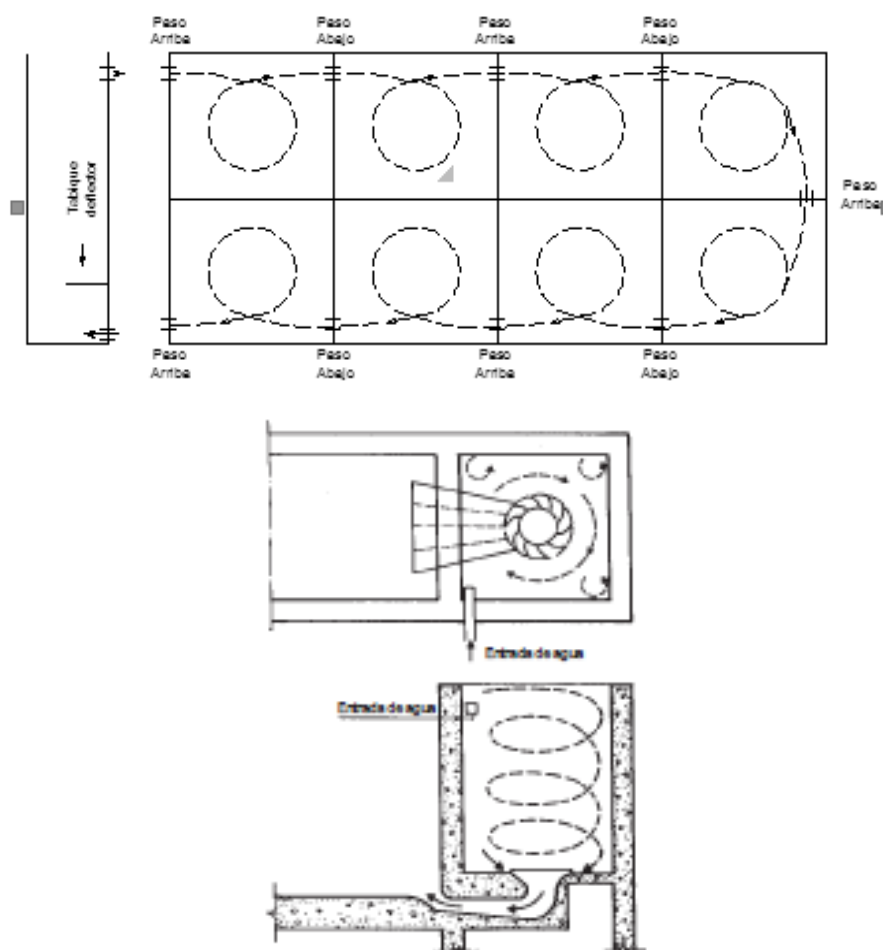
Gradiente de velocidad en el paso entre cámaras:

$$G = \sqrt{\frac{9.81 * 0.072}{1.01 * 10^{-6} * 166.6}} = 64.78s^{-1}$$

7.7.4 FLOCULADOR FLUJO HELICOIDAL O COX

Los floculadores de flujo helicoidal consisten en una serie de cámaras (más de seis y preferiblemente ocho a doce) en las cuales el agua entra por el fondo en la esquina de la celda y sale por encima en la esquina opuesta, de forma que se induce un movimiento rotacional del agua que crea un vórtice amplio, cuyo centro se desplaza frecuentemente de un lugar a otro propiciando así el desarrollo de vórtices menores.

Este tipo de floculador es de utilidad en los casos en que se requiera bajo gradiente de velocidad pero las turbiedades sean moderadas y no contengan partículas pesadas en especial arena. La colocación de las aberturas en las cámaras debe hacerse en forma cuidadosa para que el agua adquiera un movimiento rotatorio que se busca, como lo indica la figura 7.7. La formación de vórtice está influenciada por las fuerzas de Coriolis.



<http://www.ingenieroambiental.com/4014/seis.pdf>

Figura. 7.7 Floculadores hidráulicos de flujo helicoidal

En el hemisferio sur tienden a girar en el sentido de las manecillas del reloj y en el norte en el sentido opuesto. Aunque no es esencial vale la pena tener en cuenta este punto.

Las celdas deben ser cuadradas y la relación: lado a profundidad, debe ser como mínimo 1 a 1.2 pero preferiblemente 1 a 2. El cálculo del volumen del floculador se hace dividiendo el tiempo de retención necesario por el número de cámaras.

El cálculo del gradiente de velocidad se lo hace con las ecuaciones dadas para floculador hidráulico o sea la [7.7]. Las pérdidas de carga en las aberturas se determinan como orificios cuadrados de pared gruesa. Las pérdidas de carga total es la sumatoria de las pérdidas de carga parciales. Estas se pueden considerar (en forma por demás aproximada) como la energía necesaria para inducir el vórtice y por tanto con ellas se puede calcular el gradiente de velocidad en cada celda.

A fin de poder variar dicho gradiente, conviene introducir en las aberturas, compuertas de muy simple diseño que puedan accionarse desde arriba (comúnmente marcos metálicos con una hoja adentro, accionable con una manija). Para evitar posibles cortocircuitos se podría introducir pantallas horizontales delgadas que cubran el 30% del área superficial, colocada en tal posición que impidan posibles cortocircuitos entre las aberturas bajas y altas de la misma cámara. Debe además dejarse una salida para evacuación de lodos en cada celda conectando a un múltiple.

Volumen de la unidad

El volumen del floculador debe obtenerse al dividir el volumen total de acuerdo con el tiempo de detención entre el número de cámaras.

Tiempo de detención y gradiente

Debe determinarse a través de la prueba de jarras y calcularse con base en las pérdidas de carga en cada paso.

Según estudios realizado en la UNAM:

El volumen en cada celda se obtiene al multiplicar el gasto por el tiempo de retención por celda.

El diámetro de los conductos se calcula con la relación $D = 1.13 \sqrt{\frac{Q}{V}}$ siendo v la velocidad del agua en los conductos, menor de 0.23 m/s.

El área de las entradas se puede variar por medio de unas compuertas. La velocidad en las entradas variara de 0.5 a 0.7 m/s.

Si se utilizan conductos, la posición de los conductos superiores se determina haciendo que la clave de los mismos esté 10 cms debajo de la superficie libre del agua en la celda de la entrada superior de mas bajo nivel. Todos los demás se instalaran a la misma altura.

Debe tenerse en cuenta que el sistema hay que diseñarlo para evitar gradientes de velocidades altos al pasar el agua de una celda a otra. Se recomienda velocidades de 0.1 m/s. Esto hace que los conductos que van incrustados dentro de los muros puedan resultar voluminosos y en consecuencia limita el tamaño del floculador que económicamente se pueda construir.

Ejemplo: Se requiere diseñar un floculador Cox para $0.3 \text{ m}^3/\text{s}$ con un periodo de detención de 25 min. y gradientes de velocidad de 15, 25 y 44 s^{-1} .

Solución

Para $0.3 \text{ m}^3/\text{s} = 18 \text{ m}^3/\text{min.}$, el volumen requerido es: $25 \times 18 = 450 \text{ m}^3$

Suponiendo 8 cámaras cada una tendrá 56.25 m³. Para una profundidad útil de 4.30 m., el área de la cámara es 13.08 m² y el lado 3.61 m. El gradiente de velocidad en las aberturas (que se supone igual al de la cámara) se calcula así en el sistema técnico:

$$G = \sqrt{\frac{f * v^3}{8 * R_H * v}}$$

En donde,

f = coeficiente

v = velocidad del flujo en la abertura

R_H = radio medio hidráulico A/P

v = viscosidad cinemática

Para $f = 0.017$ y $v = 1.01 \times 10^{-6}$ m²/s (a 20°C), si la abertura tiene 1.0 x 1.0 m., el radio medio hidráulico, R_H , será igual a 1.0/4 = 0.25 y el $G = 15$ s⁻¹.

La pérdida de carga será:

$$h'_f = \frac{Q^2}{2g * C_d^2 * A^2} = \frac{(0.3)^2}{19.6 * (0.74)^2 * (1.0)^2} = 0.008m$$

En forma similar se pueden hallar las pérdidas y los gradientes para las aberturas menores así:

Para 0.75 x 1.0 $G = 25.1$ s⁻¹ y $h = 0.015$ m.

Para 0.55 x 1.0 $G = 44$ s⁻¹ y $h = 0.028$ m.

7.7.5 SISTEMAS EXPERIMENTALES DE FLOCULACIÓN HIDRÁULICA. (Jorge A Perez 1997 UN medellin)

Utilizando los conceptos sobre micro turbulencia presentada, es posible construir floculadores que, a igualdad de condiciones produzcan los mismos resultados que los convencionales pero en un tiempo mucho más corto. Experimentalmente se han usado los siguientes métodos:

Lechos porosos: De piedra, de material plástico

Mallas: Fijas, Rotatorias, Reciprocantes

Floculador de lechos porosos

Una aplicación que combina tanto el efecto benéfico que sobre el proceso ejerce el tener un gran número de cámaras de floculación y el obtener un gradiente continuamente decreciente lo constituye el floculador de piedras. Consisten en lechos de piedra de ½" a ¾", o ¾" a 1" o 1" a 1¼" o 1¼" a 2" o una combinación de los tres tamaños colocados en una caja que pueda drenarse por el fondo, en donde el flujo asciende y se recoge en la parte superior para pasarlo a los decantadores. Dicho reactor puede ser considerado como un floculador hidráulico con un inmenso número de cámaras, conformadas por los poros o vacíos que dejan las piedras, donde el tiempo de floculación necesario para obtener un resultado preestablecido N_f/N_m tiende al valor límite.

El periodo de detención con que trabajan estos floculadores es muy corto de 3 a 5 min., debido tanto a la micro turbulencia como a la gran concentración de partículas que se depositan entre los poros de las gravas, lo que facilita los contactos.

Quizás por esto, en los estudios realizados por González y Ortiz (1984) se observó que la eficiencia de la floculación mejoraba progresivamente. Sin embargo, a medida que pasa el tiempo se nota un aumento en la pérdida de carga debido a la colmatación del medio poroso.

Entre mayor fue la rata de flujo con que se operó (de 100 a 419 m³/m².d) mayor fue la tasa de colmatación, que alcanzó valores hasta de 0.20 m, en 55 horas.

Por tanto este tipo de floculadores deben limpiarse periódicamente, lo que constituye su principal inconveniente. Podrían proyectarse, por eso, con la misma disposición de los filtros de lavado mutuo, pero tal cosa no se ha intentado hasta el momento.

Richter (1988) consideró que el valor que determina la eficiencia es la constante de Camp, GT. Valores de GT del orden de 14.000 a 16.000 parecen dar los mejores resultados mientras valores bajos inferiores a 10.000 son poco aceptables.

Según la ecuación [7.2] se tiene que:

$$\frac{N_0}{N_m} = \left(1 + K \cdot \phi \cdot G \frac{T}{m} \right)^m$$

Donde:

N₀ = Concentración de partículas primarias en el influente del floculador, o turbiedad inicial T_o.

N_m = Concentración de partículas primarias en el efluente del floculador, o turbiedad remanente T_o.

K = Constante de reacción

Φ = Concentración coloidal concerniente al volumen total de sólidos, incluyendo el coagulante, por unidad de volumen del fluido.

G = Gradiente de velocidad

T = Tiempo de floculación

m = Número de cámaras o compartimientos del floculador

La ecuación 7.2 puede ser expresada de la siguiente manera:

$$\frac{N_m}{N_o} = \left(\frac{1}{\frac{K \cdot G \cdot T \cdot \phi}{M} + 1} \right)^m \quad [7.16]$$

Despejando T:

$$T = \frac{m}{K \cdot G \cdot \phi} \left[\left(\frac{N_o}{N_m} \right)^{1/m} - 1 \right] \quad [7.17]$$

En el caso del floculador de piedras se puede considerar que:

$$T = \lim_{m \rightarrow \phi} \frac{m}{K \cdot G \cdot \phi} \left[\left(\frac{N_o}{N_m} \right)^{1/m} - 1 \right]$$

Haciendo m = 1/n:

$$T = \lim \frac{1}{K \cdot G \cdot \phi} \cdot \frac{\left(\frac{N_o}{N_m} \right)^n - 1}{n}$$

$$T = \frac{1}{K \cdot G \cdot \phi} \lim \left(\frac{N_o}{N_m} \right)^n - 1$$

[7.18]

La ecuación 7.18 es válida solamente cuando la colisión entre las partículas que están floculando es 100% eficiente. Insertando un factor de eficiencia ($\eta < 1.0$), que puede ser llamado factor de eficiencia de floculación en medio granular, la ecuación 7.18 queda así:

$$\ln\left(\frac{N_o}{N_m}\right) = \eta.K.G.\phi.T \quad [7.19]$$

Despejando T se obtiene la ecuación:

$$T = \frac{1}{\eta.\phi.K.G.} \ln\left(\frac{N_o}{N_m}\right) \quad [7.20]$$

En los proyectos interesa saber cuál es el valor del tiempo necesario de floculación para obtener una eficiencia dada $1 - (N_m/N_o)$, lo cual puede determinarse a través del ensayo de jarras bajo condiciones idénticas: si T es el tiempo de floculación obtenido en el ensayo de jarras requerido para llegar al mismo resultado, se tiene:

Floculación en medio granular, haciendo $\eta = 1,0$:

$$T = \frac{1}{\phi.K.G.} \ln\left(\frac{N_o}{N_m}\right) \quad [7.21]$$

Floculación en el ensayo de jarras, haciendo $m = 1$ en la ecuación 7.17 (un solo comportamiento):

$$\theta = \frac{1}{\phi.K.G.} \left(\frac{N_o}{Nm} - 1 \right) \quad [7.22]$$

Dividiendo 7.21 entre 7.22

$$\frac{T}{\theta} = \frac{\ln\left(\frac{N_o}{N_m}\right)}{\frac{N_o}{N_m} - 1} \quad [7.23]$$

Se demuestra así que el tiempo necesario para flocular en un medio granular es siempre una fracción del tiempo de floculación determinado en el ensayo de jarras, ya que, siendo $N_o/N_m > 1$, resulta siempre que $\ln(N_o/N_m) < (N_o/N_m) - 1$.

La figura 7.8 demuestra la variación de la relación de tiempos de floculación T/θ con N_o/N_m o con la correspondiente remoción de turbiedad $p = 1 - (N_m/N_o)$. Se observa que si en el ensayo de jarras se obtiene una remoción de turbiedad del 90% ($N_o/N_m = 10$) con un tiempo de floculación de 20 min, el mismo resultado es teóricamente obtenido en un floculador de piedras en 5 min.

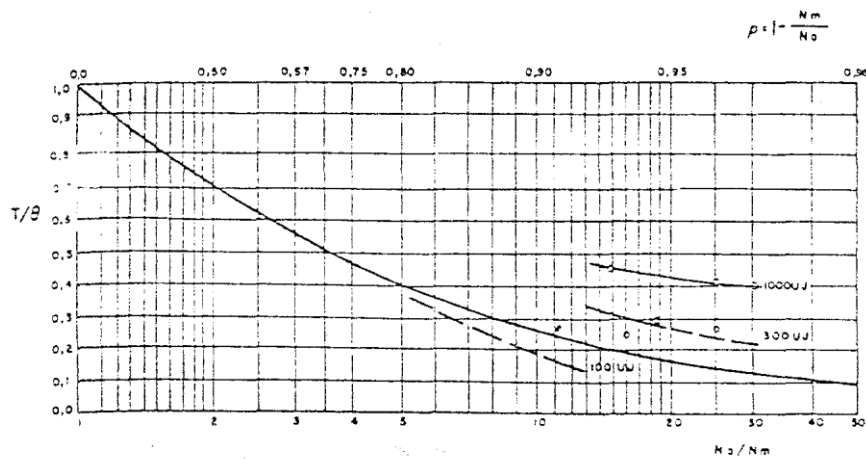


Figura 7.8

Lo anterior es sumamente importante si se tiene en cuenta que tradicionalmente los floculadores (hidráulicos y mecánicos) han sido diseñados para tiempos de detención comprendidos entre 20 y 40 min.

El tiempo de detención teórico se determina así:

$$t_o = \frac{L * P_o}{v} \quad [7.24]$$

Tabla 7.2. Esfericidades y porosidades de grava.

Clase	Esfericidad	Porosidad(P_o)
Esféricas	1.0	0.38
Redondeadas	0.98	0.38
Desgastadas	0.94	0.39
Quebradas	0.81	0.40
Angulares	0.78	0.43
Trituradas	0.70	0.48

Con la floculación en medio poroso se puede conseguir una gran economía en los proyectos, la eliminación de equipos electromecánicos, una mayor facilidad de operación y el consiguiente ahorro de energía eléctrica.

Valga advertir que este tipo de floculador poroso es aún experimental y su uso no se recomienda sino en estaciones pequeñas con carácter tentativo mientras se gana mejor conocimiento sobre la materia.

En los ensayos realizados por González y Ortiz (1984) con tres diferentes lechos de grava (1", ½" - 1") se ve con claridad que cuando trabajan con velocidades bajas de 100 a 300 m³/m².d las pérdidas de carga después de 50 horas eran relativamente bajas inferiores a 0.1 m. En cambio cuando trabajaban con altas velocidades (300 a 500 m³/m².d) las pérdidas se incrementaban con rapidez hasta llegar a 0.40 m en las 50 horas. Por otra parte las pérdidas presentan una forma escalonada, como si el lecho estuviera limpiando y volviendo a colmatar. La eficiencia del proceso mejora en cambio siempre con el tiempo. De aquí se deduce que es necesario hacer una limpieza periódica del lecho igual que en los filtros. El tiempo de detención varió de 1.5 min. a 10 min., pero no parece que aumente la eficiencia al incrementarse este parámetro. Tiempos de 3 minutos dan así tan buenos resultados como 10 min. La mayor dificultad de estas unidades es encontrar una manera práctica y eficiente de lavarlas.

Como una aproximación a la solución de ese problema, algunas firmas comerciales norteamericanas están en el momento vendiendo plantas de filtración que incluyen como único pretratamiento, un prefiltro en material plástico granular (esferas de unos 2 a 3 mm de diámetro) de baja densidad, por entre el cual el agua cruda con los coagulantes es obligada a subir, antes de caer a los filtros descendentes de arena y antracita de tipo convencional. Los granos son retenidos en la parte superior por una malla más fina que ellos, que evita que sean arrastrados por el flujo. Con el transcurrir del tiempo, este prefiltro se colmata y aumenta la pérdida de carga, para lavarlo se inyecta aire en él, con lo que el lecho se expande totalmente y permite que los granos liberen las partículas capturadas. Al suspender el flujo del aire el lecho se vuelve a compactar en la parte superior contra la malla y el proceso vuelve a continuar. Durante la operación de lavado, el agua proveniente del prefiltro se lleva al desagüe sin pasar por los filtros descendentes cuya operación se suspende.

Con base en las experiencias realizadas en la Universidad Nacional (29, 30 y 31), se considera este tipo de floculación como una verdadera solución con tecnología apropiada, más que todo para pequeñas comunidades; por este motivo, se incluye a continuación un ejemplo de diseño del floculador de piedras, advirtiendo que puede existir la posibilidad de algún cambio en las formulaciones propuestas con base en nuevas experimentaciones.

Ejemplo:. Diseñar un floculador de piedras constituido por un reactor en forma de pirámide trunca invertida, al cual llega el agua proveniente de la mezcla rápida mediante una tubería que descarga por el fondo del mismo. Se utiliza grava como material poroso; la recolección del agua floculada se hace mediante canaletas localizadas a todo lo largo del floculador, distribuidas en toda el área superficial. El caudal de diseño es 10 l/s y la temperatura mínima del agua a 16°C.

Los siguientes valores asumidos han sido obtenidos como resultado del ensayo de jarras:

$T_o = 132$ UTN

$T_f = 4.6$ UTN

$\Theta = 20$ min. (Tiempo óptimo)

La ecuación general $G^n \cdot T = K$ toma en este caso la siguiente forma:

$$G^{1.3} \cdot \theta = 2.1 \times 10^5$$

La figura 38 presenta el esquema del floculador de piedras propuesto:

Características del medio poroso:

$$D_N = \frac{1.24}{\frac{1.19}{L_M} + \frac{0.35}{L_m}}$$

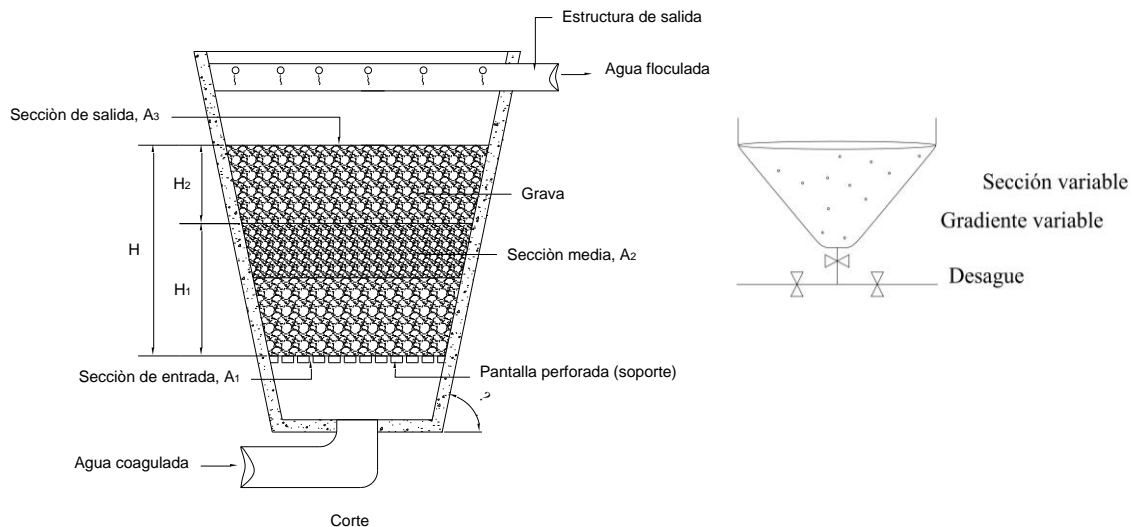


Figura 7.9 Esquema del floculador de piedra

Donde:

D_N = Diámetro nominal de las partículas (cm.)

L_M = Dimensión mayor de la partícula (cm.)

L_m = Dimensión menor de la partícula (cm.)

Se utiliza grava con las siguientes especificaciones:

Factor de forma: $\Psi = 0.78$

Porosidad: $p = 0.43$

$L_M = 2.7$ pulg

$L_m = 1.9$ pulg.

$$DN = \frac{1.24}{\frac{1.19}{2.7 \times 2.54} + \frac{0.35}{1.9 \times 2.54}}$$

En caso de ser seleccionado por el proyectista el diámetro efectivo, D_E de la grava a utilizar, no es necesario recurrir a la ecuación 4.62 y en este caso los cálculos se efectúan con dicho valor. Para el caso se supone $D_E = 2$ pulg. = 5.08 cm.

Tiempo de detención en el floculador:

$$\frac{T}{\theta} = \frac{\ln\left(\frac{N_o}{N_m}\right)}{\frac{N_o}{N_m} - 1}$$

Como N_o y N_m se determinan mediante la medición de T_o y T_f respectivamente, despejando T se obtiene:

$$T = \frac{20 \text{ min} \times \ln\left(\frac{132}{4.6}\right)}{\frac{132}{4.6} - 1}$$

Gradiente de velocidad:

Para las condiciones del ensayo de jarras, el gradiente promedio óptimo en función del tiempo de floculación está dado por:

$$G = \left(\frac{2.1 \times 10^5}{\theta} \right)^{11.3}$$

Donde:

θ = Tiempo de floculación en jarras (s)

$$G = 53 \text{ S}^{-1} \quad G = \left(\frac{2.1 \times 10^5}{20 \times 60} \right)^{11.3}$$

Se dimensiona el floculador de forma tal que produzca un gradiente promedio igual a 53 s^{-1} correspondiente al tiempo medio de floculación, debiendo quedar el gradiente máximo y el mínimo dentro de un rango adecuado.

$$G_i = \sqrt{\frac{y}{\mu} \cdot \frac{V_i}{P} \cdot J_i}$$

Donde:

y = Peso específico del agua (gf/cm^3)

μ = Viscosidad absoluta (gf.s/cm^2)

V_i = Velocidad aparente en la sección i (cm/s)

P = Porosidad

J_i = Pérdida de carga en la sección i (cm/cm)

La velocidad en la sección i del floculador es:

$$V_i = \frac{Q}{L_i^2}$$

Donde:

Q = Caudal (m^3/s)

L_1 = Lado de la sección i del floculador (m)

La pérdida de carga J_1 , se calcula con la ecuación de Forchheimer

$$J_1 = a.v_1 + b.v_1^2$$

Donde:

$$a = \frac{0,162 (1-p)^2}{\psi^2 . D_E^2 . p^3}$$

$$a = \frac{0,162 (1-0,43)^2}{0,78^2 \times 5,08^2 \times 0,43^3}$$

$$a = 4,22 \times 10^{-2} \text{ s / cm}$$

$$b = \frac{0,018 (1-p)}{\psi . D_E . p^3}$$

$$b = \frac{0,018 (1-0,43)}{0,78 \times 5,08 \times 0,43^3}$$

$$b = 3,26 \times 10^{-2} \text{ s}^2 / \text{cm}^2$$

Reemplazando G_i en J_i e igualando a cero:

$$a.v_i^2 + b.v_i^3 - \frac{\mu}{y} p . G_i^2 = 0$$

Sección media $A_2 = L_2^2$ y $G_2 = 53 \text{ s}^{-1}$. Reemplazando en ecuación anterior:

$$4,22 \times 10^{-2} . v_2^2 + 3,26 \times 10^{-2} . v_2^3 - \frac{1,14 \times 10^{-5}}{0,99897} \times 0,43 \times 53^2 = 0$$

$$\therefore v_2 = 0,49 \text{ cm / s}$$

$$L_2 = \sqrt{\frac{Q}{v_2}} = \sqrt{\frac{0,010 \text{ m}^3 / \text{s}}{0,0049 \text{ m / s}}}$$

$$L_2 = 1,43 \text{ m}$$

Sección de entrada $A_1 = L_1^2$ y $G_1 = 0,80 \text{ s}^{-1}$ (asumido). En $a.v_i^2 + b.v_i^3 - \frac{\mu}{y} p.G_i^2 = 0$

$$4,22 \times 10^{-2} \cdot v_1^2 + 3,26 \times 10^{-2} \cdot v_1^3 - \frac{1,14 \times 10^{-5}}{0,99897} \times 0,43 \times 80^2 = 0$$

$$\therefore v_1 = 0,70 \text{ cm/s}$$

$$L_1 = \sqrt{\frac{Q}{v_1}} = \sqrt{\frac{0,010 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0070 \text{ m/s}}} \quad L_1 = 1,20 \text{ m}$$

Sección de salida $A_3 = L_3^2$ (ver figura. 7.9)

$$\tan \phi = \frac{3.T.v_2.L_2^2}{p(L_2^3 - L_1^3)}$$

$$\tan \phi = \frac{3 \times 2.42 \times 60 \times 0,0049 \times 1,43^2}{0,43(1,43^3 - 1,20^3)}$$

$$\tan \phi = 8,49 \dots \therefore \phi = 83,28^\circ$$

$$H_1 = \left| \frac{L_1 - L_2}{2} \cdot \tan \phi \right|$$

$$H_1 = \frac{1,43 \text{ m} - 1,20 \text{ m}}{2} \times 8,49$$

$$H_1 = 0,98 \text{ m}$$

$$L_3 = (2 \times 1,43^3 - 1,20^3)^{1/3}$$

$$L_3 = 1,60 \text{ m}$$

$$v_3 = \frac{Q}{L_3^2}$$

$$v_3 = \frac{0,010 \text{ m}^3/\text{s}}{1,60^2 \text{ m}^2}$$

$$v_3 = 0,0039 \text{ m/s}$$

Reemplazando V_i en G_i se calcula G_3 :

$$G_3 = \sqrt{\frac{\gamma}{\mu} \cdot \frac{v_3}{p} \cdot (a \cdot v_3 + b \cdot v_3^2)}$$

$$G_3 = \sqrt{\frac{0,99897 \times 0,39 \times (4,22 \times 10^{-2} \times 0,39 + 3,26 \times 10^{-2} \times 0,39^2)}{1,14 \times 10^{-5} \times 0,43}}$$

$$G_3 = 41,25 \text{ s}^{-1}$$

$$H_2 = \frac{L_3 - L_2}{2} \cdot \tan \phi$$

$$H_2 = \frac{1,60 \text{ m} - 1,43 \text{ m}}{2} \times 8,49$$

$$H_2 = 0,72 \text{ m}$$

La altura total del medio poroso es:

$$\begin{aligned} H &= H_1 + H_2 \\ H &= 0,98 \text{ m} + 0,72 \text{ m} \\ H &= 1,70 \text{ m} \end{aligned}$$

La pérdida de carga inicial se calcula con base en la velocidad en la sección media y la altura total del lecho, mediante la ecuación $J_i = a V_i + b V_i^2$:

$$J_2 = a \cdot v_2 + b \cdot v_2^2$$

$$J_2 = 4,22 \times 10^{-2} \times 0,49 + 3,26 \times 10^{-2} \times 0,49^2$$

$$J_2 = 0,03 \text{ cm/cm}$$

Por lo tanto:

$$\begin{aligned} h_o &= J_2 \cdot H \\ h_o &= 0,03 \times 1,70 \text{ m} \\ h_o &= 0,05 \text{ m} \end{aligned}$$

Estructuras de entrada y salida.

La estructura de entrada está conformada por una tubería que puede utilizarse para efectuar la mezcla rápida, en cuyo caso debe ser dimensionada como un mezclador hidráulico con un $G \approx 500 \text{ s}^{-1}$ (23). Es importante aclarar que la pérdida de carga que se presenta en el floculador, teniendo en cuenta que las canaletas de salida tienen una cota fija hace que el nivel de agua en dicha tubería sea variable, aumentando en la medida que la pérdida de carga en las piedras se hace mayor.

La estructura de salida del agua floculada debe diseñarse teniendo en cuenta que el gradiente instantáneo producido en ella no sobrepase el valor del gradiente mínimo generado en el floculador.

La figura 7.10 muestra las dimensiones del floculador de piedras. Se hace notar que es necesario dejar una profundidad adicional sobre la superficie del lecho de piedras con el objeto de colocar las canaletas de recolección.

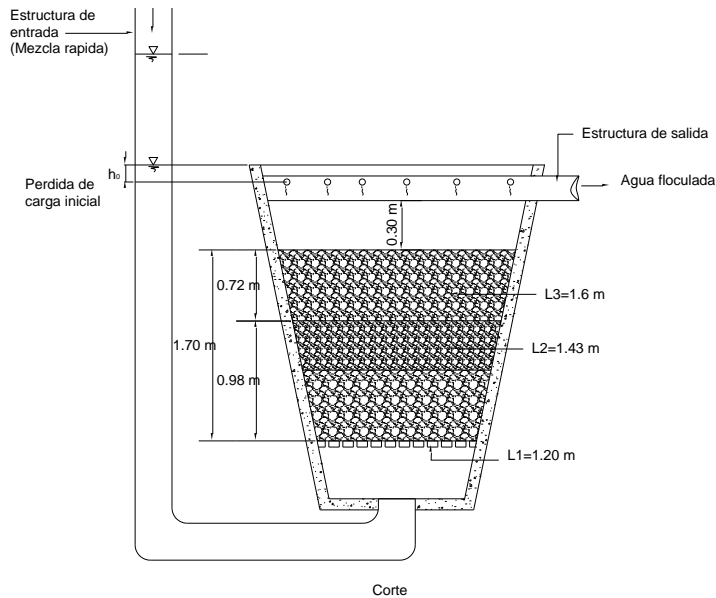
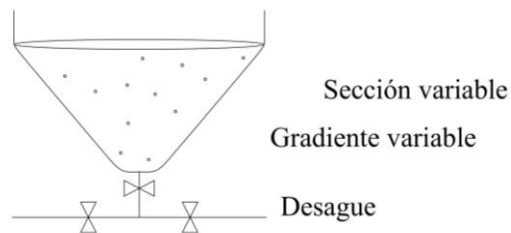


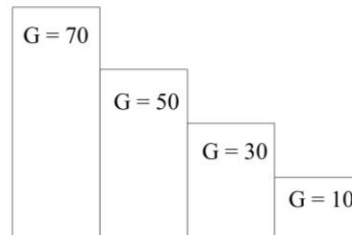
Figura 7.10 Dimensiones del floculador de piedras

PRINCIPIOS DE LOS FLOCULADORES EN PIEDRA

$a > n$ (número de floculadores) $< t$
 $a < t < \text{Volumen}$



- Gradientes variables: de mayor a menor. Se obtienen variando secciones



$G = \text{Gradiente medio}$ $\left\{ \begin{array}{l} 60 \\ 40 \\ 20 \end{array} \right.$

Para un tiempo de residencia la eficiencia se incrementa en forma lineal con el grado de velocidad hasta un valor máximo.

7.8 FLOCULADORES MECÁNICOS (Fuente Arboleda Valencia 2000)

Se entiende por floculadores mecánicos aquellos que requieren de una fuente de energía externa que mueva un agitador en un tanque o una serie de tanques, en donde el agua permanece un tiempo teórico de detención t_0 .

Según el sentido de movimiento del agitador se clasifica en: **Giratorios y reciprocantes.**

Los primeros pueden ser de baja velocidad de rotación (paletas) o de alta velocidad de rotación (turbinas). Pueden ser de eje horizontal o de eje vertical. Los segundos consisten ya sea en parrillas de madera que suben y bajan alternativamente (Walking Beams) o en sistemas oscilantes como cintas (ribbons floculator) que van y vienen dentro del tanque. En ambos casos la energía comunicada a la masa líquida es directamente proporcional a la energía con que se desplace el elemento mecánico dentro de ella.

El tipo de agitador mecánico más usado es el de paletas. Deben adicionarse pantallas con el fin de prevenir cortocircuitos en el tanque. La entrada y la salida del tanque deben diseñarse de manera que eviten los cortocircuitos y la destrucción de los flóculos.

7.8.1 FLOCULADORES GIRATORIOS

Los floculadores giratorios constan de un sistema de paletas adheridas a un eje horizontal o vertical como lo muestran las figuras 7.11 y 7.12, el cual gira impulsado por un motor eléctrico desplazando el agua y produciendo un trabajo.

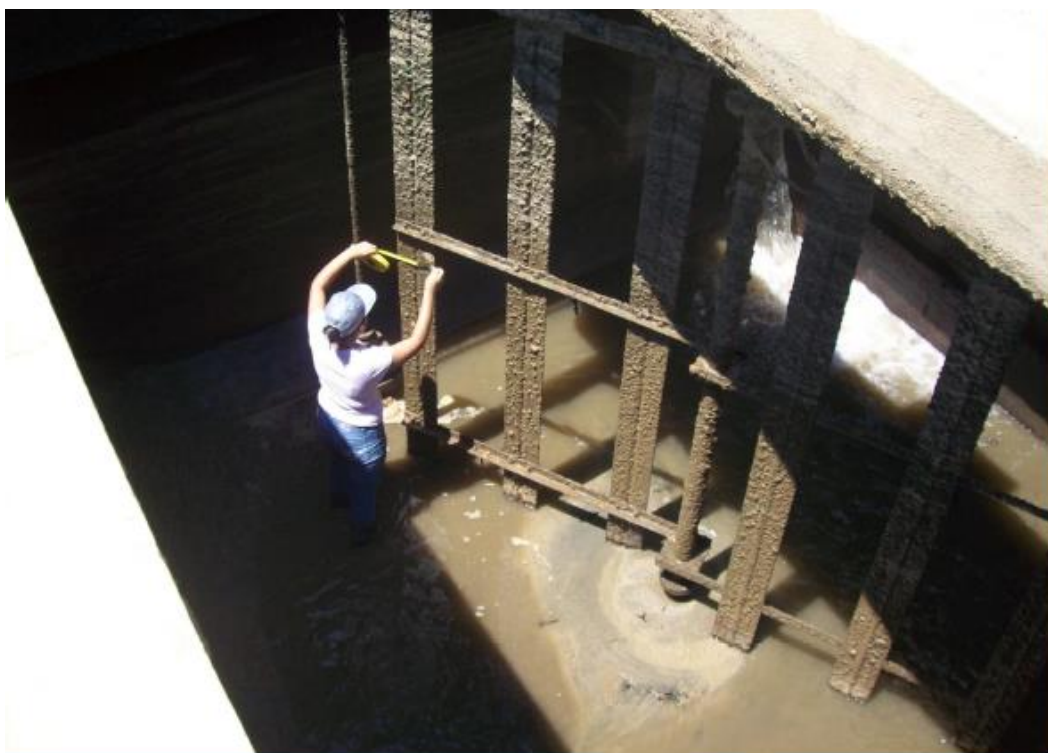
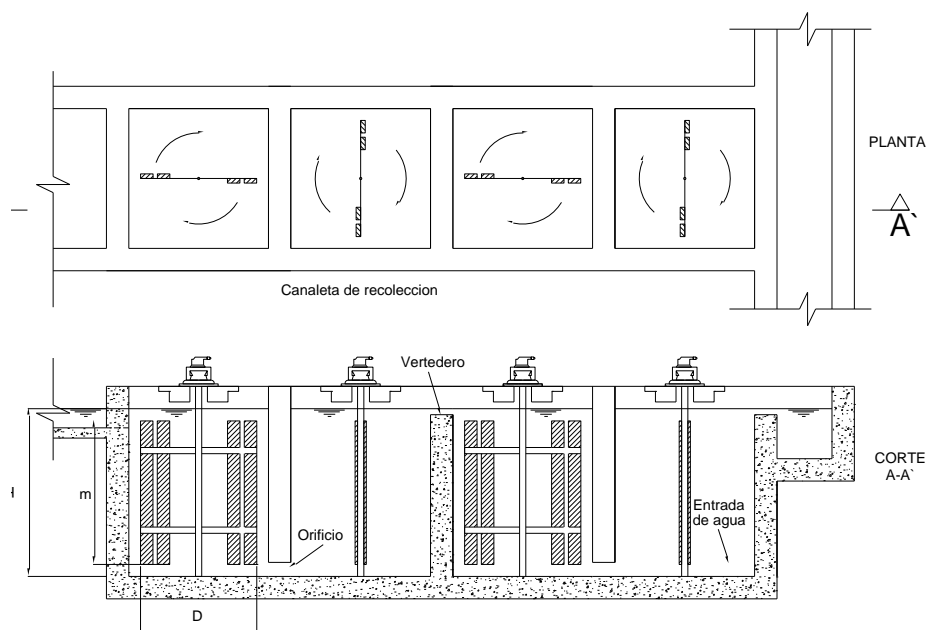


Figura 7.11 Floculador de paletas de eje Vertical

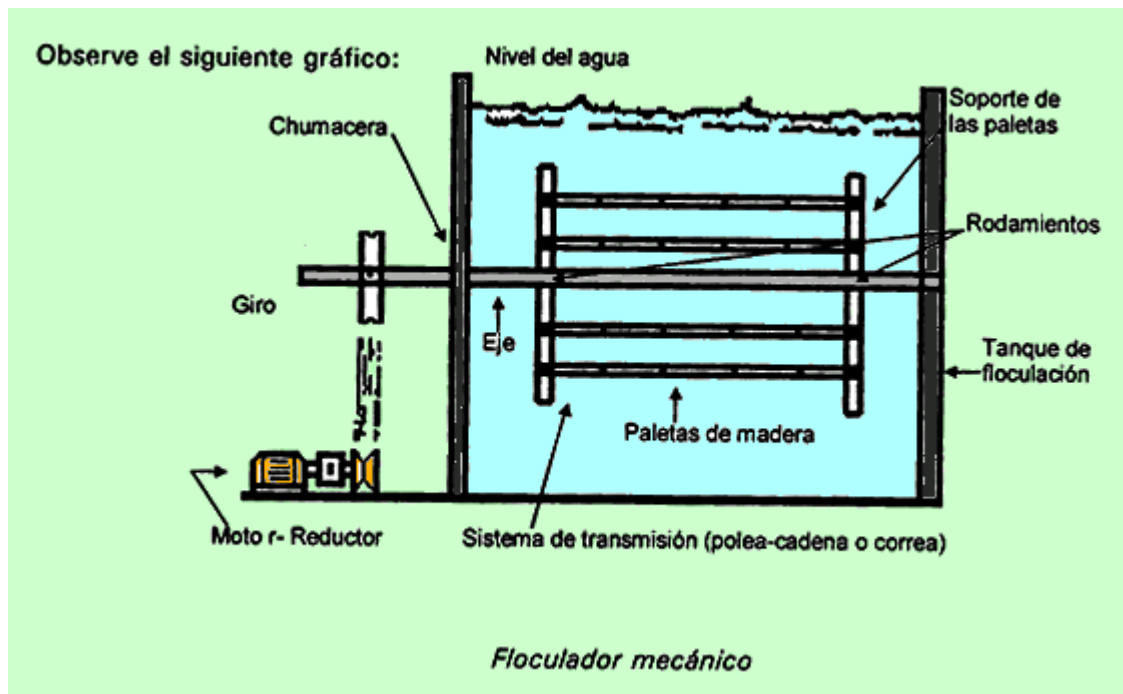
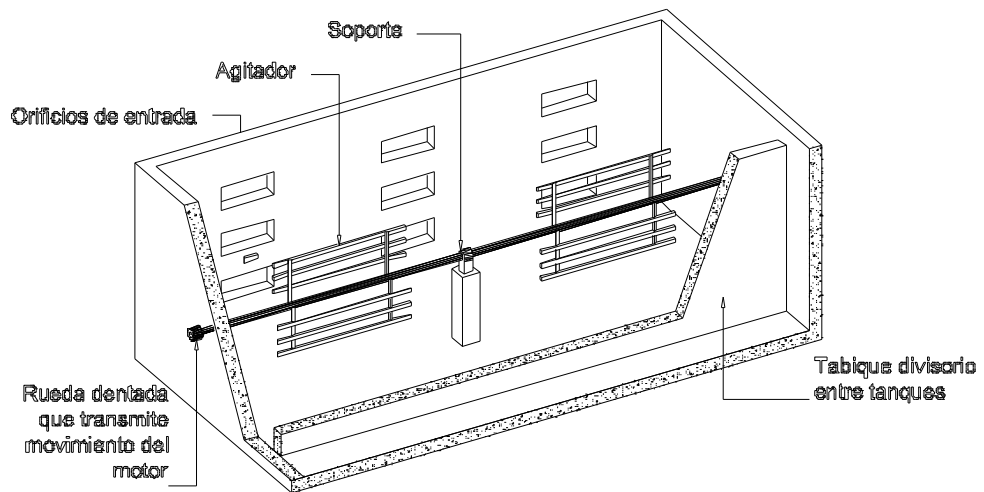




Figura 7.12 Floculador de paletas de eje horizontal

Los agitadores pueden tener dos, tres o cuatro brazos como indica la figura 7.13 y en cada brazo puede haber dos, tres o varias paletas o travesaños unidos por una pieza con el objeto de disminuir los cortocircuitos.

Cuando se usan agitadores de eje horizontal, se requiere por lo general un pozo seco al lado del tanque de floculación para acomodar los motores y mecanismos que impulsan el sistema. Puede evitarse el pozo seco utilizando una correa en V y colocando el motor en el borde del tanque. Especial cuidado debe ponerse en este caso para evitar la corrosión.

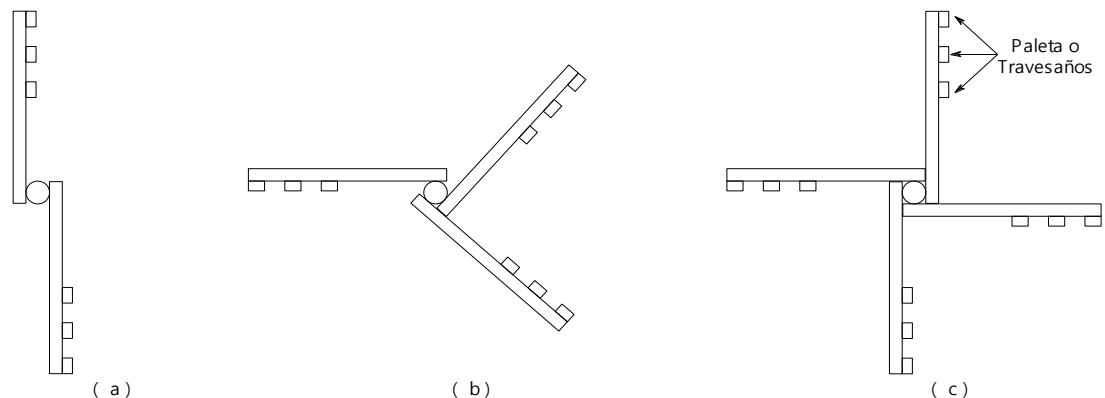


Figura 7.13 Diferentes arreglos de agitadores de paletas para floculadores (Fuente Arboleda Valencia 2000)

Con agitadores de eje vertical no es necesario el pozo seco, pero puede inducirse en el agua más fácilmente un movimiento de rotación que estimule los cortocircuitos.

El número de agitadores y de paletas en los agitadores determina la energía comunicada al líquido. Bean (1) considera que el área total de paletas no debe ser mayor del 15% al 20% de la sección transversal del tanque con el objeto de prevenir la rotación general del líquido alrededor del eje, disminuyendo de esta manera la eficiencia de la agitación. Para evitar esto, algunos diseñadores prefieren colocar deflectores fijos en los muros del tanque.

La distancia entre los extremos de los agitadores se suele hacer no menor de 0.60 m y el espacio entre ellos y el fondo del tanque no menor de 0.15 m pero preferiblemente no menor de 0.30 m.

El principal defecto de los floculadores mecánicos es la facilidad con que producen cortocircuito, reduciendo notablemente el tiempo que permanece retenido el flujo en el tanque, con lo que se disminuye la eficiencia del proceso. Dicen al respecto Hudson y Wolfman (13) "Comparaciones de la prueba de jarras y los datos de la planta son difíciles de hacer por una variedad de razones. La más importante de las cuales es que en la prueba de jarra no existen cortocircuitos. El agua y los reactivos están retenidos en su totalidad en los vasos durante todo el tiempo del ensayo. Lo contrario sucede en las cámaras de floculación de las plantas de tratamiento donde parte del agua pasa rápidamente mientras otra es retenida por largos periodos".

Tradicionalmente los tanques floculadores se han dividido en varias cámaras. Se determinó en la ecuación (7.2) que la eficiencia de la floculación expresada como $(1 - N/N_m)$ es función del número "m" de compartimientos del floculador. Esto se comprende claramente si se tiene en cuenta que cuanto mayor sea el número de cámaras menor es la posibilidad de cortocircuitos. La forma como los diversos compartimientos se comunican tiene por otra parte una gran importancia. En la figura 7.14 se muestran algunos arreglos.

La solución (a) con muros divisorios perforados es bastante común. Sin embargo, no impide adecuadamente por lo general el paso directo al sedimentador de un buen porcentaje de la masa de agua. La solución (d) es quizás mejor al respecto, pero es costosa de operar puesto que las turbinas consumen más energía que las paletas.

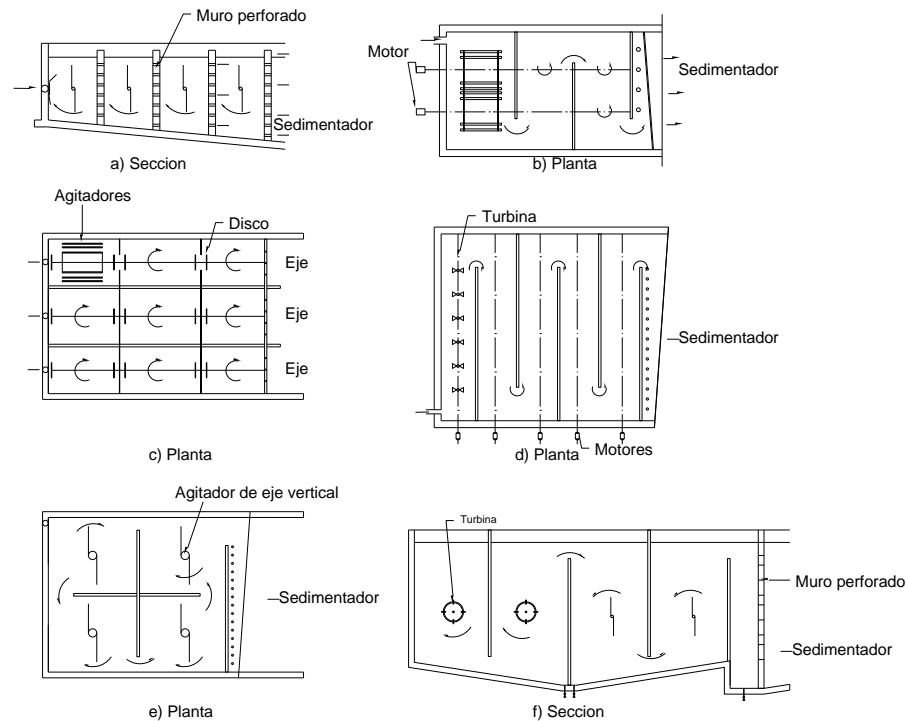


Figura 7.14 diferentes diseños de floculadores (Fuente Arboleda Valencia 2000)

En las soluciones (b), (d) y (e) debe diseñarse con cuidado el paso del flujo al sedimentador para evitar la ruptura del floc. La solución (c) consiste de un disco adherido al eje de rotación de las paletas, que obliga al agua a pasar por un orificio y evitar que fluyan en sentido contrario. La solución (f) es una combinación de la (b) y (d) pero con el flujo de arriba hacia abajo.

Los muros perforados se pueden hacer de ladrillo o de concreto con orificios que permitan velocidades de 0.30 m/seg. o mayores para impedir que se presenten corrientes en el sentido opuesto al avance del flujo y se intermezclen las masas de agua de las cámaras. Cuando se usan tabiques de madera se suelen hacer dobles dejando un espacio libre entre las tablas, el cual varía 0.8 y 2.5 cm según la velocidad que se desee mantener.

7.8.1.1 POTENCIA DISIPADA EN FLOCULADORES MECÁNICOS GIRATORIOS. (Fuente Arboleda Valencia 2000)

Tanto en los agitadores de paletas como en los de turbina, el área de las caras planas de los travesaños o aletas, medida transversalmente al sentido de rotación, es constante; y la única forma de variar la energía comunicada al líquido, es variando la velocidad de rotación del eje. Por lo general, la velocidad de las paletas más alejadas del eje se mantiene entre 0.30 y 0.90 m/seg, dependiendo las características del floc que se produce y del grado de compactación que se desee.

Según Camp (3), la fuerza de roce originada por el movimiento del líquido es igual a:

$$Fr = C_D A \rho \frac{(v_2 - v_1)^2}{2} \quad [7.25]$$

Donde: v_1 = velocidad de rotación del liquido

v_2 = Velocidad periférica de rotación de las paletas (0.3 – 0.75 m/s)

A = Area transversal de las paletas.

$$\rho = \text{Densidad} = \frac{\gamma}{g}$$

La potencia está dada por la siguiente expresión:

$$P = Fr * \frac{(v_2 - v_1)^3}{2} \quad [7.26]$$

y por tanto:

$$P = C_D A \rho \frac{(v_2 - v_1)^3}{2} \quad [7.27]$$

Como $v_2 = 2\pi n$ en donde n es el numero de revoluciones y $v_1 = kv_2$

$$P = C_D A \rho \frac{(2\pi n - 2\pi nk)^3}{2} = C_D A \rho \frac{[2\pi n(1-k)]^3}{2}$$

Por tanto:

$$P = 124 C_D A \rho r^3 (1-k)^3 n^3$$

Para obtener P en kilogrametros/seg.: $\rho = \frac{\gamma}{g} = \frac{1000}{9.81}$

$n = r.p.seg.$; $r = m.$; $A = m^2$;

$$P = 12.600 C_D n^3 (1-K)^3 \sum Ar^3 \quad [7.28]$$

Considerando que la distancia r desde la paleta hasta el centro es variable, tal como lo muestra la figura 7.15

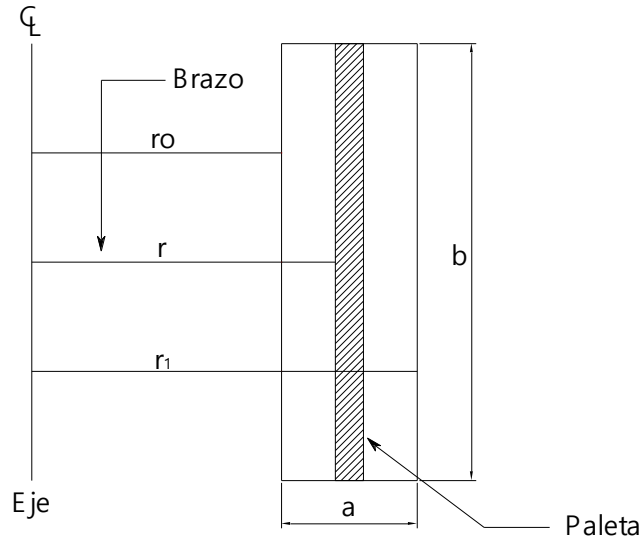


Figura 7.15 distancia del eje a la paleta

Se determina el valor de $r^3 A$ así:

$$r^3 A = \int_{r_o}^n r^3 dA = \int_{r_o}^n r^3 * b * dr$$

$$r^3 A = b \int_{r_o}^n r^3 * dr = \frac{b}{4} r^4 \Big|_{r_o}^{r_1}$$

$$r^3 A = \frac{b}{4} (r_1^4 - r_o^4)$$

$$P = 12.600 C_D n^3 (1-K)^3 A r^3 = 12600 C_D n^3 (1-K)^3 b (r_1^4 - r_o^4) \quad [7.29]$$

Esto para el caso de una sola paleta. Como generalmente se tienen varios travesaños colocados en el mismo agitador a diferentes distancias "r" del eje:

$$P = 12.600 C_D n^3 (1-K)^3 \sum A r^3 \quad [7.30]$$

$\sum A r^3$ = Suma de los productos del área de las paletas A por su distancia al eje de rotación r al cubo.

$$P = 12.600 C_D n^3 (1-K)^3 \sum A r^3 = 12600 C_D n^3 b \sum_{i=1}^j (1-K_i)^3 (r_i^4 - r_o^4) \quad (KgF * m / seg) \quad [7.31]$$

Según Rose (24) para secciones rectangulares que se desplazan en el agua, el valor de C_D puede estimarse así:

$\frac{b}{a}$	N_R	C_D
1	$>10^3$	1.16
5	$>10^3$	1.20
20	$>10^3$	1.50
∞	$>10^3$	1.95

b = longitud de la paleta

a = ancho de la paleta

N_R = Numero de Reynolds

Camp por su parte, encontró trabajando con los floculadores de Cambridge (EE.UU.) que una vez que se establece el equilibrio k varía entre 0.24 y 0.32 y que este valor tiende a decrecer al incrementar la velocidad de rotación del eje. Fair (8) sugiere un valor de $k = 0.25$. La formula 7.30 puede reescribirse, así:

$$P = 12.600 C_D (1-K)^3 n^3 \sum A r^3 = \alpha n^3 \sum A r^3 \quad [7.32]$$

Donde $\alpha = 12.600 C_D (1-K)^3$ y puede variar entre 6.000 y 10.000 según los valores de C_D y k que se adopten. Para $C_D = 1.5$ y $k = 0.25$, $\alpha = 8000$ valor que puede usarse en diseño a falta de mejor información.

La potencia disipada por unidad de volumen $P_D = P/V$ puede ser expresada como:

$$P_D = 12.600 C_D (1 - K)^3 n^3 \frac{\sum Ar^3}{V} = \alpha n^3 \sum \frac{Ar^3}{V} \quad [7.33]$$

En reciente trabajo, Camp (2) propone formulas más complejas pero de más difícil uso.

$$\text{Haciendo } \alpha \frac{\sum Ar^3}{V} = \varepsilon \quad [7.34]$$

$$P_D = \frac{P}{V} = \varepsilon n^3 \quad [7.35]$$

El valor ε es un "factor de forma" que depende solamente de la geometría de los agitadores en relación al volumen del tanque. Si ε es grande, una lenta rotación de las paletas produce un alto gradiente. De la formula 7.35 se deduce que para un floculador determinado, la potencia disipada varia con el cubo del numero de revoluciones dadas en la unidad de tiempo.

Cuando lo que se conoce es la velocidad periférica de las paletas la potencia unitaria puede expresarse también así:

$$P_D = 51(1 - k)^3 \frac{C_D}{V} \sum Av_2^3 \quad [7.36]$$

La potencia total disipada será:

$$P_T = \frac{\alpha \sum Ar^3}{75} n^3 \quad [7.37]$$

Dada en H.P. La potencia en el eje será igual a la potencia multiplicada por el factor de eficiencia que en los floculadores horizontales varia de 3 a 5 y en los verticales de 2 a 4.

7.8.1.2 Gradientes de velocidad en floculadores mecánicos giratorios.

El gradiente de velocidad en floculadores mecánicos giratorios es igual a:

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu * V}} = \sqrt{\frac{KgF * m/s}{kgF * s/m^2 * m^3}} = S^{-1} = \quad [7.38]$$

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu * V}} = \sqrt{\frac{\varepsilon n^3}{\mu}} \quad [7.39]$$

Como ε , y μ son constantes para un determinado floculador y una determinada temperatura, G puede calcularse así:

$$G = \varphi n^{3/2} \quad \text{Donde: } \varphi = \sqrt{\frac{\varepsilon}{\mu}} \quad [7.40]$$

O sea que G es proporcional al número de revoluciones elevado a la tres medios.

Como sucede con los floculadores hidráulicos, el gradiente de velocidad en los floculadores mecánicos se distribuye en forma muy desigual en la masa de agua. En las paletas mas alejadas del eje, el gradiente es varias veces mayor que en las paletas cercanas al eje o junto al eje. El floc esta por eso rompiéndose y volviéndose a formar continuamente. Este fenómeno es mas acentuado aun, cuando se usan turbinas cuya velocidad de rotación es mayor.

El valor de G esta limitado por el máximo esfuerzo cortante, que puede resistir la partícula sin que se desintegre permanentemente, por falta de oportunidad de volverse a aglutinar. Es costumbre por eso disminuir los gradientes de velocidad en los diferentes compartimientos del floculador, en forma decreciente.

El uso de ayudantes de coagulación aumenta la cohesión entre partículas y, por lo tanto permite gradientes más altos. La cantidad de coagulantes usados modifican también las fuerzas de cohesión interparticular y por lo tanto su resistencia a la rotura. Es pues difícil predecir de antemano la resistencia que un floc puede tener y es más prudente por eso, evitar las generalizaciones y realizar ensayos de tiempo y gradiente óptimo.

7.7.1.3. Parámetros de diseño (RAS)

1. Tiempo de detención y gradiente de velocidad

Estos parámetros deben obtenerse por ensayos previos en laboratorio para diferentes calidades de agua. El tiempo de detención debe estar entre 20 y 40 minutos, el gradiente de velocidad para los floculadores debe ser de 10 s^{-1} a 70 s^{-1} .

2. Velocidad periférica

La velocidad periférica máxima en la punta de la paleta para los floculadores de alta energía debe ser 3 m/s y para los floculadores de baja energía de 0.3 m/s a 0.75 m/s . La velocidad de los agitadores debe ser ajustable, de manera que se pueda variar para obtener la velocidad óptima para flocular el agua.

3. Dimensionamiento del agitador

La distancia de los extremos de las paletas a los muros, al piso y a la superficie libre del agua, debe estar entre 0.15 m y 0.30 m .

4. Interconexión de las cámaras

Para evitar los cortocircuitos en las cámaras de los floculadores mecánicos se debe colocar la pared con orificios sumergidos y vertedero ahogado intercalados.

5. Número de unidades

Como la eficiencia es función del número de cámaras, para pequeños proyectos no debe diseñarse menos de dos unidades en serie y para los proyectos grandes mínimo cuatro unidades.

6. Dispositivos de paso entre las cámaras

El gradiente de velocidad en los canales, compuertas, orificios, vertederos, tuberías o cualquier otra estructura de paso del agua floculada no deben tener un gradiente de velocidad superior al de la cámara de floculación precedente. El gradiente de velocidad en los pasos entre cámaras no debe ser mayor de 20 s^{-1} . Por lo tanto debe calcularse el gradiente en cada caso.

Ejemplo: (Fuente Arboleda Valencia 2000)

La planta de tratamiento de cierta localidad, necesita duplicar su capacidad actual de 260 lt/seg. para lo cual se va ampliar la capacidad de floculación. Los nuevos floculadores van a consistir de cuatro

cámaras con paletas de eje horizontal, movidas por polea en V. Se necesita conocer el volumen del nuevo floculador, para un tiempo de retención nominal de 30 minutos y las características de los agitadores. $T = 20^{\circ}\text{C}$ eficiencia de los motores 3.5 (figura 7.16)

Volumen del tanque

$$0.260 \text{ m}^3/\text{s} \times 30 \text{ min} \times 60 \text{ s/min} = 468 \text{ m}^3$$

Dimensiones

Para profundidad de 3.5 mts el área superficial será $468/3.5 = 134 \text{ m}^2$. Se pueden hacer 4 cámaras de 3.5 mts de longitud por 10 mts de ancho.

Area de paletas

El área transversal de la cámara será $10 \times 3.5 = 35 \text{ m}^2$. El área de paletas será $(20\%) \times 35 = 7 \text{ m}^2$. Se pueden colocar 6 paletas de 0.165 m de ancho cada una por 3.5 mts de largo, como se indica el esquema de la figura 7.16.

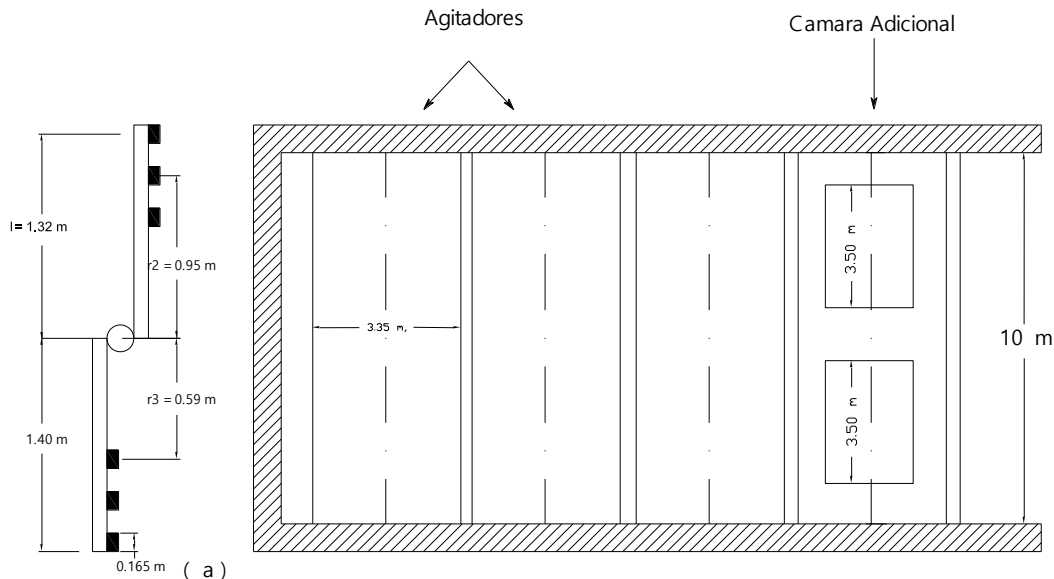


Figura 7.16

Factor de forma del floculador

El área por paleta será $0.165 \times 3.50 = 0.577 \text{ m}^2$. La suma de sus áreas por el radio al cubo será:

$$2 \times 0.577 \times 1.32^3 = 2.654$$

$$2 \times 0.577 \times 0.95^3 = 0.989$$

$$2 \times 0.577 \times 0.59^3 = 0.236$$

$$\sum Ar^3 = 3.88$$

El volumen de cada cámara es igual a $468/4 = 117 \text{ m}^3$. Tomando $\alpha = 8000$ el factor de forma del floculador será:

$$\varepsilon = \alpha \frac{\sum Ar^3}{V} = 8000 * \frac{3.88 * 2}{117} = 531$$

EL valor de 2 corresponde a dos series de paletas según la figura 7.16.

Utilizando la expresión (7-37) para determinar P disipada total en H.P. que debe tener el motor así:

$$P_T = \frac{\alpha \sum Ar^3}{75} n^3 = \frac{8000 * 3.88 * 2}{75} n^3 = 827.73 n^3 \text{ H.P.}$$

Utilizando la expresión 7.32 se tiene:

$$P = \alpha n^3 \sum Ar^3 = 8000 * 3.88 * 2 * n^3 = 62080 n^3$$

El gradiente de velocidad se lo determina de la expresión así:

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu * V}} = \sqrt{\frac{P_D}{\mu}} = \sqrt{\frac{\varepsilon n^3}{\mu}}$$

$$\text{Para } T = 20^\circ\text{C} \quad \mu = 0.01009 \text{ gr/cm} * s = 1.03 * 10^{-4} \text{ KgF} * s / m^2$$

$$G = \sqrt{\frac{\varepsilon n^3}{\mu}} = \sqrt{\frac{\varepsilon}{\mu}} n^{3/2} = \varphi n^{3/2} \quad \varphi = \sqrt{\frac{\varepsilon}{\mu}} = \sqrt{\frac{531}{1.03 * 10^{-4}}} = 2270$$

$$G = 2270 n^{3/2}$$

Con las ecuaciones anteriores se ha calculado la tabla siguiente:

n(rps)	n(rpm)	P(KgF*m/s)	P Nominal(H:P)	P al eje(H.P)	G(seg ⁻¹ a 20°C)
0.1	6.0	62	0.83	2.90	71.8
0.075	4.5	27	0.35	1.22	46.6
0.050	3.0	7.8	0.1	0.35	25.3
0.030	1.8	1.7	0.02	0.07	11.8

Por tanto, se puede adquirir cuatro motores de velocidad variable que trabajen con 3 hasta 6 rpm, para conseguir gradientes de velocidad entre 25 y 72 seg⁻¹

7.8.2 FLOCULADORES CON AGITADORES RECIPROCANTES.

El uso de floculadores con agitadores reciprocantes es menos común que el de floculadores con agitadores giratorios.

Los agitadores reciprocantes consisten esencialmente de una parrilla, serie de parrillas, o cintas colocadas en un balancín, de modo que se desplazan verticalmente hacia arriba y hacia abajo dentro del agua, comunicando un movimiento de agitación al líquido. La figura 7.17 presenta un ejemplo de este tipo de floculadores.

La velocidad de las paletas al desplazarse verticalmente varía durante el recorrido al igual que la velocidad relativa de las paletas con respecto al agua. La ventaja de estos sistemas es que los motores y lo ejes se encuentran fuera del agua.

Camp (3) resumiendo el trabajo de Krause Ignacio (43) deduce las formulas básicas para el cálculo de la energía disipada y el gradiente de velocidad en este tipo de floculadores.

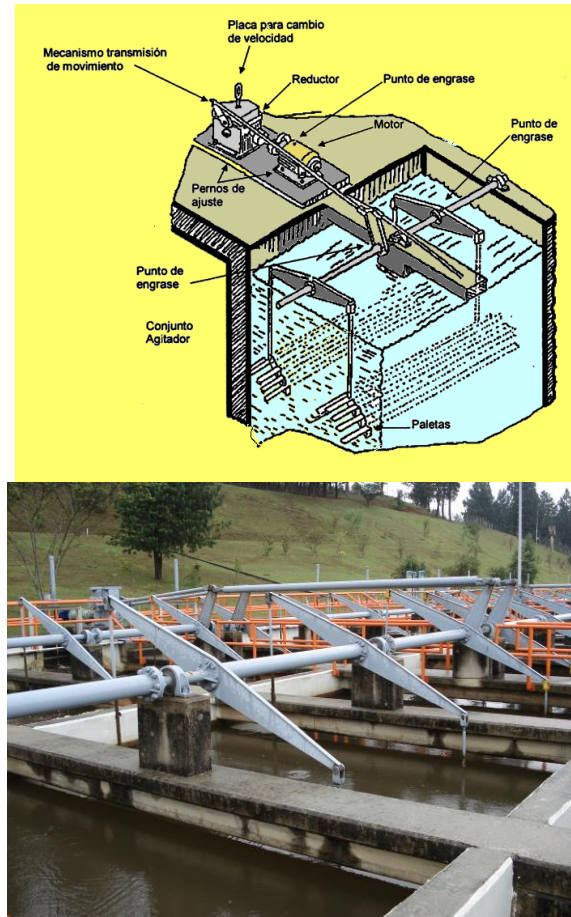


Figura. 7.17 floculador oscilante (carter company)

La distancia s recorrida (ver figura 7.17) es igual a: $s = r - r \cos \theta$ y la velocidad vertical de las paletas es:

$$v = \frac{ds}{dt} = r \sin \theta \frac{d\theta}{dt} = 2\pi n \sin \theta$$

El trabajo producido por ciclo es igual al producto de la fuerza de roce Fr por la velocidad v . Como se vio en el caso anterior, la fuerza de roce es igual a:

$$Fr = C_D A \rho \frac{V^2}{2}$$

Procediendo en forma similar al caso de los agitadores rotatorios, se obtiene que la potencia disipada P es igual a:

$$P = \frac{2}{3} \pi^2 \rho \frac{C_D}{V} \sum A D^3 n^3 \quad [7.41]$$

Para expresar esta potencia en kilográmetros $\rho = 1000 / 9.81$

$$P = 680 \frac{C_D}{V} D^3 n^3 \sum A \quad [7.42]$$

Y el gradiente de velocidad será igual a:

$$G = \sqrt{\frac{68 * 10^6 * 981 C_D D^3 n^3 \sum A}{\mu V}} = 258 * 10^3 \sqrt{\frac{C_D D^3 n^3 \sum A}{\mu V}} \quad [7.43]$$

μ Viene expresado en poises: D en mts; A en m²; V en m³; G en seg⁻¹.

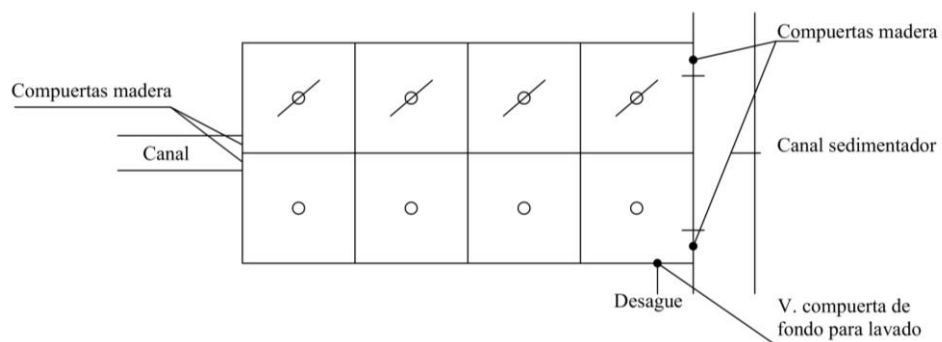
Camp sugiere un valor de $C_D = 3.0$

La discusión sobre gradientes medios de velocidad incluida en el punto anterior, se aplica en igual forma a los agitadores reciprocantes aquí descritos.



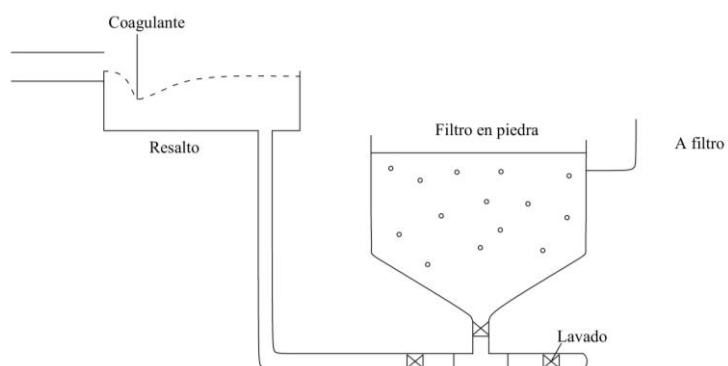
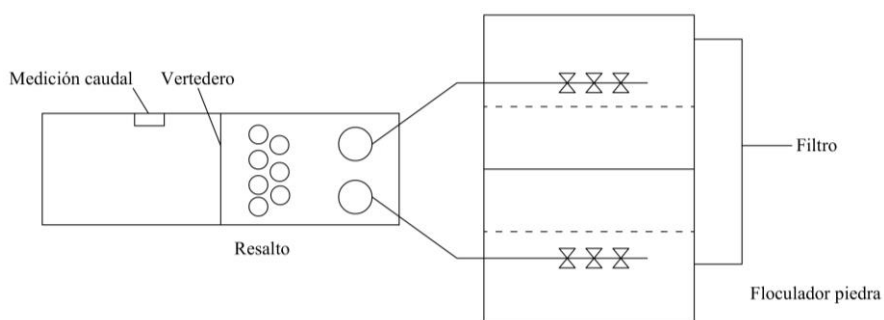
ENTRADAS Y SALIDAS FLOCULADORES (mínimo 2 Modulos)

- 1) Floculador de Tabiques



$$T = 25\text{min} \quad G_m = 40 \text{ S}^{-1} \quad G_1 = 50 \text{ S}^{-1} \quad G_2 = 40 \text{ S}^{-1} \quad G_3 = 30 \text{ S}^{-1} \quad G_4 = 20 \text{ S}^{-1}$$

4) Floculadores en piedra



$$T = 15\text{min} \quad G_1 = 50 \text{ S}^{-1} \quad G_2 = 40 \text{ S}^{-1} \quad G_3 = 30 \text{ S}^{-1} \quad G_4 = 20 \text{ S}^{-1}$$

BIBLIOGRAFÍA

ARBOLEDA Valencia, J. (2000.). Teoría y práctica de la purificación del agua. Bogotá D.C. : Editorial Mc Graw Hill.

PEREZ Jorge Arturo (1997). Manual de potabilización del agua. Universidad Nacional Medellín.

Argaman, Y., & Kaufman, W. J. (1970). Turbulence and Flocculation. California: Journal of the Sanitary Engineering Division./15445939

).

Reglamento Técnico del Sector de Agua Potable y Saneamiento Basico RAS. 2017 Bogota. Acueductos teoria y diseño. Universidad de Medellín.

LOPEZ CUALLA, R. A. (1997). Elementos de Acueductos y Alcantarillados . Colombia: Editorial Escuela Colombiana de Ingeniería.

Muñoz, H. M. (1997). Obras Hidraulicas Rurales. Santiago de Cali: Universidad del Valle. 76

Rojas, J. A. (2002). Purificación del Agua. Bogotá: Escuela Colombiana de Ingeniería.

Rojas, J. A. (2003). Tratamiento de aguas potables. Bogotá: Escuela Colombiana de Ingeniería.

ROMERO ROJAS, J. A. (1999). Potabilización del Agua.

En J. A. ROMERO ROJAS. Mexico DF: Alfaomega Grupo Editor SA.

Salud, O. O. (Noviembre de 2016).

Organización Mundial de la Salud, OMS

(4) Camp, T. R. y Stein, P. C. Velocity gradients and internal work in fluid motion. Journal of the Boston Society of Civil Engineers, vol. 30, 1943.

(5) Snel, H. y Arboleda Valencia, J. Influencia de la escala de turbulencia en el proceso de floculación del agua. Separata de la revista ACODAL, Bogotá, 1982

.; Kaufman, W. J. y Jenkins, D. Flocc breakup in turbulent flocculation processes. Journal of the Sanitary Engineering Division, Proceedings, ASCE, 1972.

(18) Richter, C. A. Sistemas simplificados de floculación. Compañía de Saneamiento de Paraná (SANEPAR). Brasil, 1987.

(19) Richter, Carlos. Floculación. Manual de Instrucción del Programa Regional OPS/HEP/CEPIS de Mejoramiento de la Calidad del Agua para Consumo Humano. Versión preliminar, 1981. (20) Villegas, R. A. y Letterman, R. D. Optimizing flocculator power input. Journal of the Environmental Engineering Division, Proceedings, ASCE, 1976.

(21) Empresa de Saneamiento de Lima-Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente. Ampliación de la planta de tratamiento de La Atarjea; estudio preliminar. Lima, ESAL, 1978.

(22) Ministerio de Vivienda y Construcción del Perú, Dirección General de Obras Sanitarias-Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del 306 Manual I: Teoría Ambiente. Diseño de la planta de tratamiento de agua de Barranca. Lima, 1978.

(23) Richter, C. A. y Moreira, R. B. Floculadores de pedras: experiências em filtro piloto. Curitiba, SANEPAR, 1980.

(24) Camp, T. R. Flocculation and flocculation basins. Trans. ASCE, vol. 120, febrero, 1955.

(25) TeKippe, R. J. y Ham, R. K. Velocity-gradient paths in coagulation. Journal AWWA, julio, 1971.

(26) Carcedo, M. Floculador hidráulico. Citado en Richter, C. A. Sistemas simplificados de floculação. En ACODAL, Seminario Internacional sobre Tecnología Simplificada para Potabilización del Agua. Cali, Acodal, 1987.

(27) Richter, C. A. Fundamentos teóricos da floculação em meio granular. Curitiba, SANEPAR, 1977. (28) Richter, C. A. Sistemas de floculación acelerada. Curitiba, SANEPAR, 198

<https://www.yumpu.com/es/document/read/13667949/tratamiento-de-agua-para-consumo-humano-plantas-de-filtracion->