

## CAPÍTULO 5

### MEZCLA RÁPIDA

*Ing. Lidia de Vargas*

## 1. INTRODUCCIÓN

Se denomina *mezcla rápida* a las condiciones de intensidad de agitación y tiempo de retención que debe reunir la masa de agua en el momento en que se dosifica el coagulante, con la finalidad de que las reacciones de coagulación se den en las condiciones óptimas correspondientes al mecanismo de coagulación predominante. La dosificación se realiza en la unidad de mezcla rápida; por lo tanto, estas condiciones son las que idealmente debe reunir esta unidad para optimizar el proceso.

En la coagulación por adsorción, las reacciones con aluminio que preceden a la neutralización de la carga son extremadamente rápidas y ocurren en milésimas de segundos cuando no hay formación de polímeros hidrolíticos de Al(III), y en un segundo cuando estos se forman. En cambio, la formación del precipitado de hidróxido de aluminio antes de la coagulación de barrido es lenta y se produce en un rango de 1 a 7 segundos.

Debido a la naturaleza de las reacciones involucradas en cada uno de estos modelos de coagulación, se deduce que para que ocurra la neutralización de la carga, es imperativo que los coagulantes sean difundidos en la masa de agua tan rápido como sea posible (menos de 0,1 seg), para que los productos que se desarrollan entre 0,01 y 1 segundo produzcan la desestabilización del coloide. Por el contrario, para la coagulación de barrido, la formación del hidróxido se produce en un rango de 1 a 7 segundos, por lo que es evidente que no es de crucial importancia disponer de tiempos de dispersión muy cortos o de altas intensidades de mezcla.

## 2. MEZCLA RÁPIDA PARA COAGULACIÓN DE BARRIDO

En este mecanismo de coagulación, las interacciones se producen entre los coloides del agua y la voluminosa formación de precipitado de hidróxido de hierro o aluminio.

En la práctica del tratamiento de agua en condiciones de coagulación de barrido, el agua es sobresaturada en 3 ó 4 órdenes de magnitud y el hidróxido se precipita con mucha rapidez. En estas circunstancias son considerablemente más importantes las condiciones químicas para lograr una buena precipitación y subsecuente floculación de las partículas que las interacciones de transporte entre el coloide y los productos hidrolíticos durante la desestabilización. Por consiguiente, en este caso son importantes los aspectos químicos en la etapa de desestabilización y los de transporte en la etapa de floculación. Amirtharajah y Mills (1) señalaron que cuando predomina la coagulación de barrido, las condiciones de mezcla rápida no afectan los resultados obtenidos.

Estos conceptos concuerdan con el estudio de Letterman, May y May (2), que señala que la etapa de floculación es más importante que la sola desestabilización en condiciones químicas de coagulación de barrido. Ellos indicaron que las etapas iniciales de la floculación están influenciadas por las operaciones de mezcla rápida y encontraron un periodo óptimo de mezcla rápida sustancialmente mayor que el tiempo necesario para la precipitación de aluminio (1-7 segundos). Sugirieron la siguiente relación empírica para optimizar las operaciones de mezcla rápida:

$$G \cdot T^* \cdot C^{1.46} = 5,9 (10)^6 \quad (1)$$

donde:

- $T^*$  = tiempo óptimo de mezcla rápida en segundos
- $C$  = dosis de coagulante en mg/L
- $G$  = gradiente de velocidad promedio en  $s^{-1}$

### 3. MEZCLA RÁPIDA TURBULENTA PARA NEUTRALIZACIÓN DE CARGAS

Para que se produzca la desestabilización de las partículas mediante el mecanismo de neutralización de cargas o adsorción, tiene que haber transporte o colisión entre los coloides y los productos de las reacciones hidrolíticas en incipiente formación.

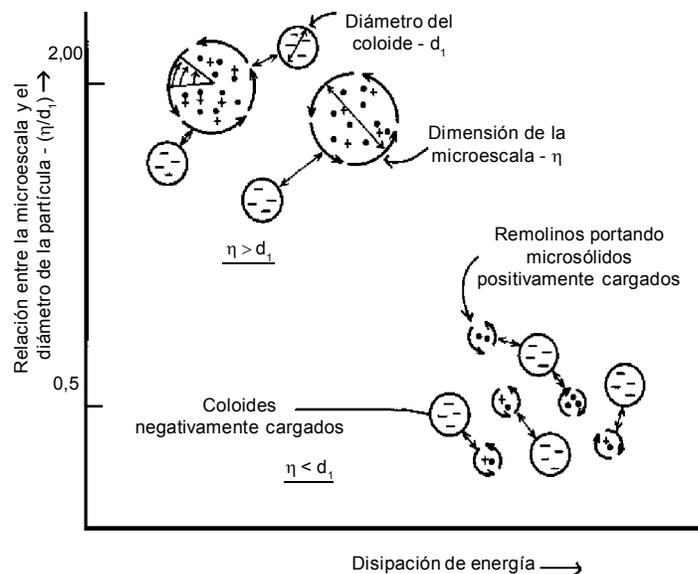
Este tipo de coagulación con dosis bajas de sustancias químicas produce normalmente flóculos desestabilizados muy pequeños.

Amirtharajah y Trusler (3), aplicando los conceptos de transporte durante la etapa de floculación, desarrollaron una teoría que analiza los requerimientos de energía turbulenta en la mezcla rápida. A continuación un resumen de la teoría desarrollada por ellos.

#### 4. DESESTABILIZACIÓN DE PARTÍCULAS EN CAMPOS TURBULENTOS

Tomando como base conocidos modelos de floculación de partículas en campos turbulentos, se ha desarrollado un modelo específico para la desestabilización. Consideremos una concentración ( $n_p$ ) de partículas de diámetro ( $d_p$ ). Se agregan a esta suspensión coagulantes químicos con un pH muy bajo (sulfato de aluminio). Se forman especies hidrolíticas cargadas positivamente, las cuales son arrastradas rápidamente por los remolinos de la turbulencia de dimensiones a microescala con el fin de que interactúen con las partículas de la suspensión coloidal de diámetro ( $d_p$ ). Las colisiones entre los coloides cargados negativamente y las microespecies cargadas positivamente causan la desestabilización de los primeros (figura 5-1).

La estructura conceptual presentada implica una nucleación homogénea con formación de microsólido, a lo cual siguen las interacciones con los coloides para la desestabilización de partículas. Como la nucleación heterogénea puede ocurrir en un sistema con coloides, las ideas propuestas se pueden modificar fácilmente para ta-



**Figura 5-1.** Diagrama esquemático de desestabilización debido a coagulantes arrastrados por remolinos a microescala

les sistemas, suponiendo que las especies oxidadas solubles o los iones son transportados mediante los remolinos de la turbulencia que interactúan con los coloides para formar un precipitado en la superficie de las partículas coloidales.

Las principales hipótesis de la teoría se muestran en la figura 5-1, con una representación esquemática de la estructura analítica. Estas son:

- Una de las dimensiones de las partículas se podría reemplazar por un remolino del tamaño de la microescala de turbulencia.
- La potencia de entrada en los modelos de colisión también puede expresarse en términos del tamaño de los remolinos, en microescalas.

En este caso, las ecuaciones del modelo de floculación no incorporan correcciones para los efectos electrostáticos o para el retraso hidrodinámico, por ser el efecto insignificante para la desestabilización de partículas. Las razones planteadas para suprimir las correcciones son las siguientes:

- Las partículas y las especies hidrolíticas tienen cargas opuestas y, por lo tanto, la corrección electrostática debida a la repulsión de la doble capa no es necesaria.
- Las interacciones se efectúan entre las partículas coloidales y los remolinos de la turbulencia y, teniendo en cuenta que cada remolino a microescala transporta varias especies cargadas positivamente, las colisiones son similares a las que ocurren entre partículas porosas y las correcciones de retraso hidrodinámico probablemente son insignificantes.

a) Subrango viscoso

Se pueden considerar dos subrangos dependiendo del tipo de flujo: el viscoso, que se da en flujo laminar y en el cual la disipación de energía es efecto de la viscosidad, y el inercial en flujo turbulento, en el cual la disipación de energía es efecto de la inercia. Asumiendo que las colisiones se producen entre las partículas coloidales ( $d_p$ ) y los remolinos del tamaño de la microescala ( $\eta$ ), la cual transporta varias especies con carga positiva, la tasa de desestabilización para el subrango viscoso  $(dD/dt)_v$  será igual a la tasa de colisiones:

$$\left[ \frac{dD}{dt} \right]_v = NTS \ 1(d_1, d_2) = C_3 (d_1 + \eta)^3 \left[ \frac{P}{\mu} \right]^{1/2} \quad (2)$$

Despejando el valor de  $(P)$  en la ecuación  $P = (\eta^3)^{1/4}$ , y reemplazando en la ecuación (2), se obtiene:

$$\left[ \frac{dD}{dt} \right]_v = C_v (d_1 + \eta)^3 \left[ \frac{1}{\eta} \right]^2 \quad (3)$$

donde:

$$C_v = \mu C_3 = \text{constante a una temperatura dada}$$

La ecuación (3) es una de las ecuaciones finales de la teoría y explica la desestabilización de partículas como una función del tamaño del remolino en microescala, para el subrango viscoso. La resolución del término cúbico y la diferenciación de la ecuación (3) con respecto a  $(\eta)$  indicarán las variaciones de la tasa de desestabilización en relación con el tamaño de los remolinos:

$$\frac{d}{d\eta} \left( \left[ \frac{dD}{dt} \right]_v \right) = C_v \left( -2 \left[ \frac{d_1^3}{\eta^3} \right] - 3 \left[ \frac{d_1^2}{\eta^2} \right] + 1 \right) \quad (4)$$

Igualando a cero la ecuación (4):

$$2 \left[ \frac{d_1}{\eta} \right]^3 + 3 \left[ \frac{d_1}{\eta} \right]^2 - 1 = 0 \quad (5)$$

La ecuación (5) tiene una raíz positiva dada por  $d_1/\eta = 0,5$ . Por lo tanto, la relación entre la microescala y el diámetro de la partícula es:

$$\frac{\eta}{d_1} = 2 \quad (6)$$

Se puede demostrar que para  $d_1/\eta = 0,5$ , la segunda derivada es positiva. Por lo tanto, este valor es el mínimo. Bajo las condiciones de subrango viscoso, la tasa de desestabilización es mínima cuando la microescala es el doble del diámetro del coloide.

b) Subrango de inercia

Para este subrango, la tasa de desestabilización es la siguiente:

$$\left[ \frac{dD}{dt} \right]_i = C_4 (d_1 + \eta)^{7/3} (P)^{1/3} \quad (7)$$

Efectuando una sustitución semejante a la indicada anteriormente:

$$\left[ \frac{dD}{dt} \right]_i = C_1 (d_1 + \eta)^{7/3} (1/n)^{1/3} \quad (8)$$

donde  $C_1 = C_4 = \text{constante}$

Diferenciando la ecuación (8):

$$\frac{d}{d\eta} \left( \left[ \frac{dD}{dt} \right]_i \right) = \frac{C_1}{3} \left( \left[ \frac{d_1}{\eta} \right] + 1 \right)^{4/3} \left\{ 7 - 4 \left( \left[ \frac{d_1}{\eta} \right] + 1 \right) \right\} \quad (9)$$

Igualando a cero la ecuación (9), se obtiene:

$$\{7 - 4[(d_1/\eta) + 1]\} = 0$$

por lo tanto:  $d_1/\eta = 0,75$

La relación entre la microescala y el diámetro de la partícula en el punto de cambio para el valor mínimo es el siguiente:

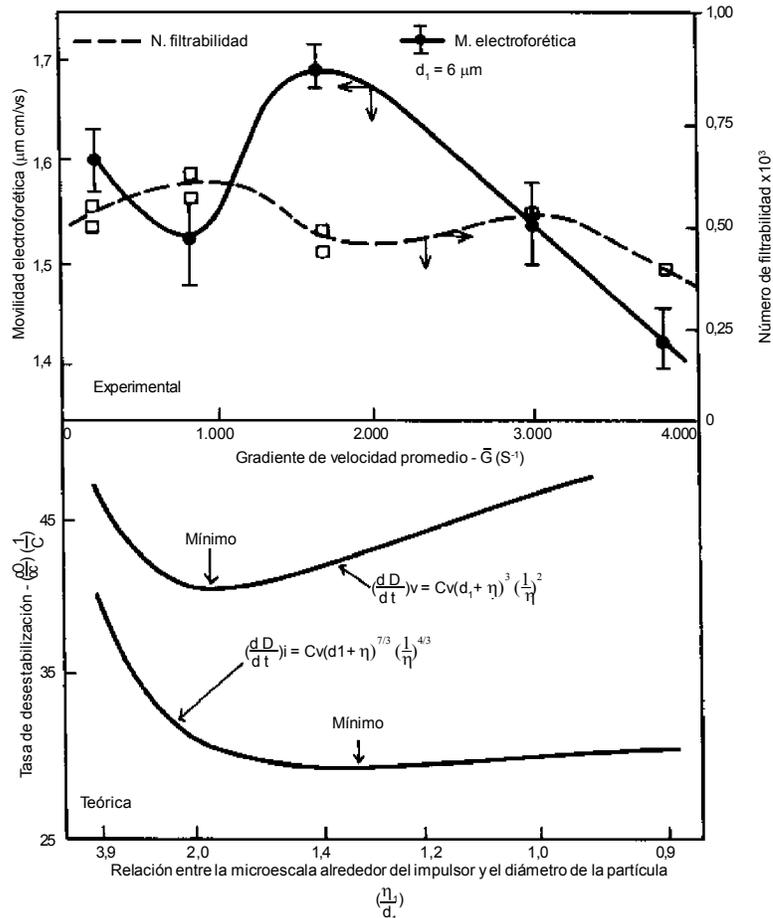
$$\left[ \frac{\eta}{d_1} \right] = 1,33 \quad (10)$$

Por lo tanto, en las condiciones del subrango de inercia, la tasa de desestabilización es mínima cuando la microescala es 1,33 veces el diámetro del coloide.

Según esto, las condiciones de mezcla rápida para la desestabilización de partículas en el modelo de neutralización de carga, bajo todas las condiciones del rango de equilibrio universal de turbulencia, debería eliminar el rango de condiciones en las que  $(\eta)$  varía entre  $1,33$  y  $2,0 d_1$ .

#### 4.1 Comprobación experimental

En las figuras 5-2 y 5-3 se hace una comparación entre los resultados teóricos obtenidos y algunos resultados experimentales.



**Figura 5-2.** Comparación teórica y práctica: tratamiento con cloruro férrico de partículas de  $3 \mu\text{m}$  en promedio

En la parte superior de las figuras se han graficado los datos experimentales sobre movilidad electroforética y el número de filtrabilidad versus la gradiente de velocidad promedio. Todos los valores de movilidad electroforética mostrados son negativos.

En las secciones inferiores de las figuras se muestran los cálculos teóricos correspondientes a las ecuaciones (3) y (7) como una función de la relación entre la microescala de la zona de impulsión y el diámetro de la partícula. La turbulencia máxima se produce en esta zona alrededor del impulsor.

La información teórica y experimental presentada en la figura 5-2 para el tratamiento mediante cloruro férrico de una suspensión con partículas de tamaño promedio de 3 mm muestra una concordancia adecuada.

El valor mínimo de la tasa de desestabilización para el subrango viscoso ( $\eta/d_p = 2$ ) coincide casi exactamente con los máximos movilidad electroforética y número de filtrabilidad registrados (a menor número de filtrabilidad, mayor eficiencia de remoción). Para mejorar la desestabilización, el gradiente de velocidad promedio debería estar en el rango de 700 a 1.000  $s^{-1}$  o más de 3.500  $s^{-1}$ .

Las pruebas experimentales con partículas de 6  $\mu m$  de tamaño promedio (figura 5-3) también muestran resultados óptimos para valores de gradiente de velocidad promedio de 800 a 1.000  $s^{-1}$  y por encima de 3.000  $s^{-1}$ , coincidiendo con valores de ( $\eta/d_p$ ) de 1,3 y 2,0.

Los datos sobre movilidad electroforética presentan un valor máximo que corresponde a un gradiente de velocidad de 1.700  $s^{-1}$  y a una relación ( $\eta/d_p$ ) de 1,33 en el subrango de inercia, lo que corrobora el resultado anterior, según el cual dentro del rango de 1.500 a 3.000  $s^{-1}$  se obtienen las tasas de desestabilización más bajas, esto es, la menor eficiencia remocional.

## 4.2 Evidencia práctica

Además de los resultados experimentales mostrados con anterioridad, existe también alguna coincidencia con los parámetros de diseño para unidades de mezcla que se han venido utilizando desde hace muchas décadas.

Las unidades de mezcla más comúnmente usadas, como los retromezcladores, se diseñan con gradientes de 700 a 1.000  $s^{-1}$  y los mezcladores en línea con gradientes de velocidad de 3.000 a 5.000  $s^{-1}$ .

Dentro del primer rango se deben considerar también los mezcladores de salto hidráulico y difusores. Los inyectores se deben considerar en el segundo rango (de 3.000 a 5.000 s<sup>-1</sup>).

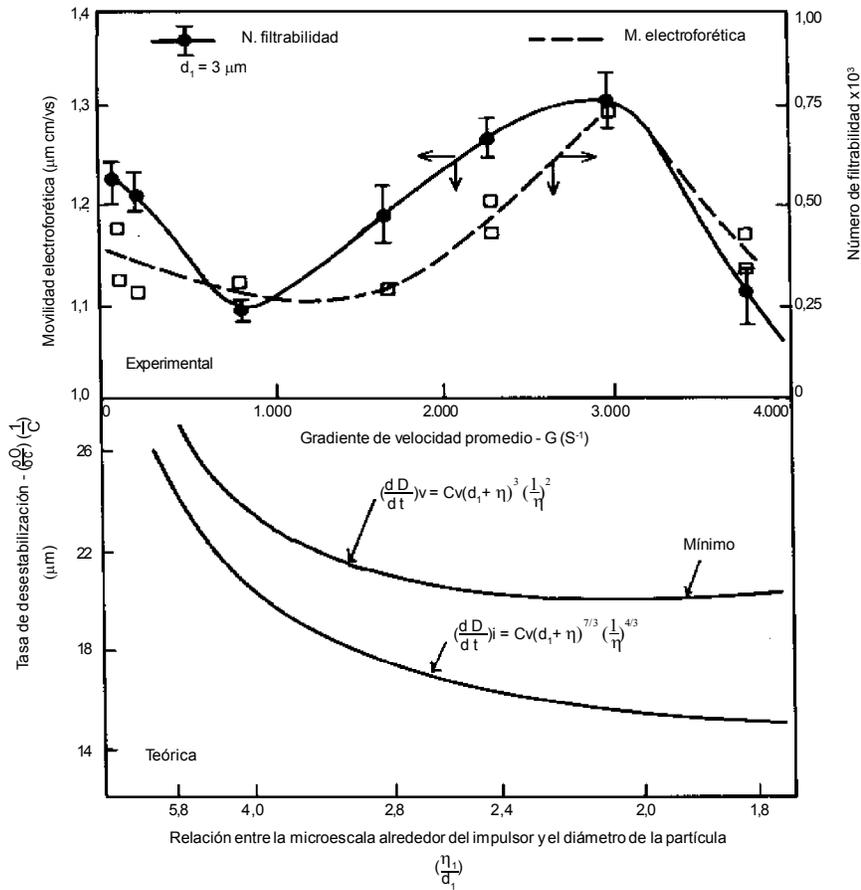


Figura 5-3. Comparación teórica y práctica: tratamiento con cloruro férrico de partículas de 6 μm en promedio

## 5. MEZCLA RÁPIDA CON POLÍMEROS

Los mecanismos de coagulación predominantes con los polímeros orgánicos son los de neutralización de la carga y puente interparticular.

Se puede suponer que en este caso no son necesarios altos valores de gradientes de velocidad, puesto que no se producen las reacciones de adsorción en los coloides y precipitación como hidróxido, que ocurren simultáneamente durante la etapa de mezcla con coagulantes inorgánicos.

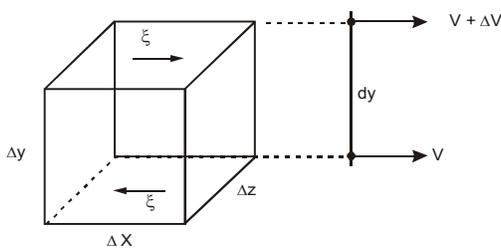
Estudios efectuados recomiendan gradientes de velocidad de 400 a 800  $s^{-1}$  y tiempos de retención de 60 a 30 segundos, respectivamente. Con polímeros de peso molecular bajo, se ha identificado un rango de gradiente de velocidad de 300 a 650  $s^{-1}$  para optimizar el proceso.

## 6. PARÁMETROS OPERACIONALES

Los parámetros operacionales de la mezcla rápida son la intensidad de agitación que se debe impartir a la masa de agua para dispersar al coagulante, la cual se evalúa mediante el gradiente de velocidad, y el tiempo durante el cual debe aplicarse esta agitación al agua. La magnitud de estos parámetros dependerá del tipo de coagulación que se va a llevar a cabo: coagulación por adsorción, o coagulación por barrido.

### 6.1 Gradiente de velocidad

El gradiente medio de velocidad, comúnmente indicado por la letra  $G$  puede ser fácilmente calculado por la ecuación de Camp y Stein, cuya deducción matemática simplificada se representa a continuación.



**Figura 5-4.** Elemento del fluido sujeto a agitación

Considérese un elemento de fluido  $x$  y  $z$  sujeto a agitación hidráulica o mecánica en el proceso de mezcla:

La potencia disipada está dada por:

Potencia (P) = fuerza (F) x variación de velocidad ( $\Delta v$ )

F = tensión de cizallamiento ( $\xi$ ) x área ( $\Delta x \cdot \Delta z$ )

Luego:

$$P = \zeta (\Delta x \cdot \Delta z) \Delta v \cdot \frac{\Delta y}{\Delta y} = \zeta \forall \frac{dv}{dy} \quad (11)$$

Como:  $\Delta x \cdot \Delta y \cdot \Delta z = \forall$

la ecuación (11) se vuelve:

$$\frac{P}{\forall} = \zeta \frac{dv}{dy} \quad (12)$$

Donde:

$P/\forall$  es la potencia disipada por unidad de volumen

Para un líquido newtoniano  $\zeta = \mu \, dv/dy$ , donde  $\mu$  es el coeficiente de viscosidad dinámica. Sustituyendo en (12), resulta:

$$\frac{P}{\forall} = \mu \left[ \frac{dv}{dy} \right]^2 \quad \text{y} \quad \frac{dv}{dy} = G \quad (13)$$

Por lo tanto:

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu \forall}} \quad (14)$$

La potencia ( $P$ ) puede ser calculada en función de la pérdida de carga en los dispositivos de mezcla hidráulica, bien sea en condiciones de flujo laminar o turbulento. En los equipos de mezcla mecánica, el análisis dimensional demuestra que la cantidad adimensional:

$$\frac{P}{\rho} \cdot W^{-3} \cdot L^{-5} \quad (15)$$

llamada *número de potencia*, depende del número de Reynolds  $WL^2$  y del número de Froude  $W^2L/\nu$

donde:

$P$	=	potencia disipada en el agua por el impulsor
$\rho$	=	densidad del agua
$W$	=	velocidad angular del impulsor
$\nu$	=	coeficiente de viscosidad cinemática
$g$	=	aceleración de la gravedad
$L$	=	dimensión característica del agitador

La relación entre el número de potencia, el número de Reynolds y el número de Froude depende de las características del flujo.

De acuerdo con el análisis expuesto anteriormente, la intensidad de agitación es importante solo cuando el mecanismo predominante es el de adsorción o neutralización de carga. Cuando el mecanismo predominante es el de barrido, este parámetro es indiferente y debe limitarse a producir una distribución homogénea del coagulante en la masa de agua.

En los casos en que el mecanismo predominante sea el de adsorción, los gradientes de velocidad ( $G$ ) recomendados varían entre 700 y 1.000  $s^{-1}$  y de 3.000 a 5.000  $s^{-1}$  para coagulantes inorgánicos, dependiendo del tipo de mezclador.

## 7. FACTORES QUE MODIFICAN EL PROCESO

Adicionalmente a los factores químicos que afectan las reacciones de coagulación, están las características propias de la mezcla rápida, que influyen de manera determinante en la eficiencia final de todo el tratamiento, como los parámetros operacionales de la unidad, el tipo de mezclador y el sistema de aplicación del coagulante.

### 7.1 Intensidad y tiempo de mezcla

La adecuación de estos parámetros es de especial importancia cuando el mecanismo de coagulación predominante es el de adsorción o neutralización de carga. En este caso, el coagulante debe dispersarse en forma instantánea en toda la masa de agua antes de que la hidrólisis del coagulante se complete, sobre todo cuando se emplean coagulantes inorgánicos como las sales de aluminio (III) o de hierro (III), por lo que si la unidad de mezcla no produce un gradiente de velocidad

apropiado en un tiempo de retención instantáneo, no se habrá logrado una desestabilización completa.

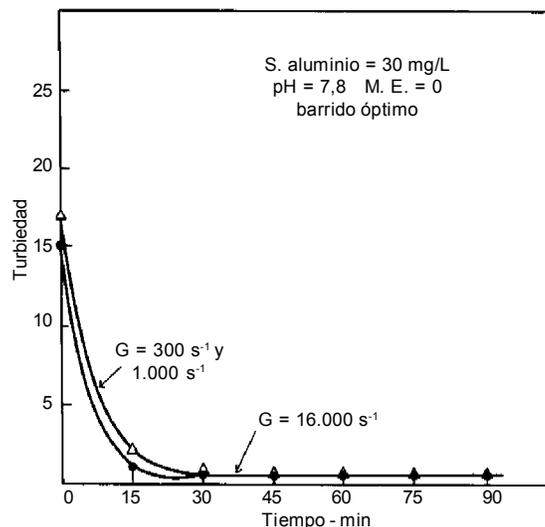
Con coagulación de barrido, en cambio, solo es necesaria una dispersión homogénea, los tiempos de retención pueden ser mayores (1-7 seg) y el gradiente de velocidad no influye en la eficiencia, como se puede constatar por los resultados experimentales indicados en la figura 5-5.

Adicionalmente, gradientes de velocidad mayores de  $1.000\text{ s}^{-1}$  y menores de  $3.000\text{ s}^{-1}$  afectan negativamente el proceso y producen una tasa de desestabilización mínima (4).

En la coagulación con polímeros, gradientes superiores a  $800\text{ s}^{-1}$  rompen las cadenas poliméricas y reducen la eficiencia.

Por otro lado, gradientes de velocidad exageradamente altos ( $> 5.000\text{ s}^{-1}$ ) traen como consecuencia un fuerte retardo en el tiempo de formación del floculo.

Esto se hace ostensible al observar el cuadro 5-1, que contiene los resultados de un estudio realizado por Camp, variando el gradiente de mezcla rápida con tiempos de retención constantes.



**Figura 5-5.** Influencia del gradiente de la intensidad de la mezcla rápida en la coagulación de barrido

Cuadro 5-1. Tiempo de formación del flóculo a diversos gradientes de velocidad (Camp)

Tiempo de mezcla rápida	G (s <sup>-1</sup> )	Tiempo para iniciar la formación del flóculo
2 min	12.500	45 min
2 min	10.800	30 min
2 min	4.400	10 min

Lamentablemente, estos estudios se realizaron con ausencia de turbiedad, y no fue posible determinar la influencia de las condiciones de mezcla en la remoción de turbiedad de la decantación. Además, no se optimizó el binomio *gradiente de velocidad x tiempo de mezcla* y se fijó un tiempo demasiado largo (120 seg). Hubiera sido interesante verificar los resultados a intervalos cortos, por ejemplo, inferiores a 10 seg, compatibles con las velocidades de reacción.

## 7.2 Sistema de aplicación del coagulante

La coagulación con sales de aluminio o de hierro solo se realiza satisfactoriamente a un pH determinado y en presencia de alcalinidad en una cantidad mínima para las reacciones químicas. Moffet considera que una reacción adecuada del coagulante con el agua solamente ocurrirá si:

- 1) Todos los productos químicos que alteran el pH (cal, soda, ácido, cloro y otros) se aplican aguas arriba del punto de aplicación del sulfato de aluminio, a una distancia suficiente que asegure una completa disolución y mezcla.

El pH del agua cruda debe corregirse previamente de modo que resulte el pH óptimo de coagulación, antes que la reacción del sulfato de aluminio se produzca.

- 2) La dosis de sulfato de aluminio debe añadirse a una tasa constante en la cámara de mezcla rápida, de forma tal que el mismo sea inmediata y uniformemente dispersado en el agua que llega a la planta de tratamiento.

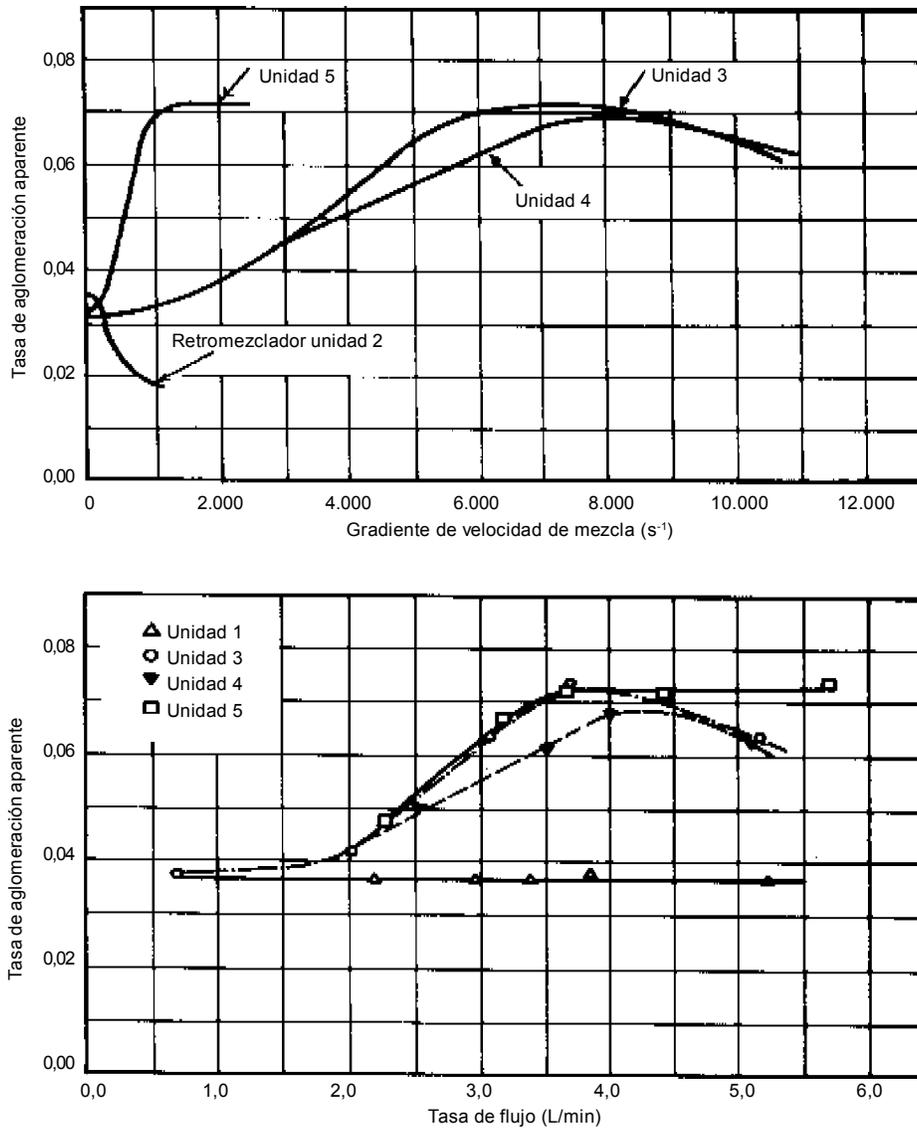


Figura 5-6. Resultados de la investigación de Vrale y Jordan (5)

Estudios realizados por Moffet a nivel de prueba de jarras indicaron que cuando el coagulante era vertido sobre la superficie de la jarra se necesitaba una dosis 27% mayor que la utilizada cuando se hacía la aplicación directa al impulsor, para lograr una eficiencia similar.

Jeffcoat y Singley, en una serie de experiencias, confirmaron la secuencia de la aplicación de cal y sulfato de aluminio, y observaron que si se proporciona una mezcla adecuada, la adición simultánea, aunque independiente, de cal y sulfato, produce resultados casi tan buenos como aquellos en los que la cal fue aplicada antes del sulfato.

El sistema de dosificación debe tener medios para proporcionar un caudal constante, aunque fácilmente regulable, de la solución de sulfato.

### **7.3 Tipo de dispositivo de mezcla**

Es altamente deseable que ocurran condiciones de flujo de pistón, ya que la existencia de corrientes de cortocircuito o la detención de masas de agua por un tiempo mayor que el necesario traerá el inconveniente de que la masa de agua en algunas partes recibirá mayor cantidad de coagulante, lo que podrá causar la reestabilización de los coloides, mientras que otras partes recibirán cantidades demasiado bajas para iniciar la coagulación.

Vrale y Jordan (5), al evaluar la eficiencia de varios tipos de mezcladores rápidos (un retomezclador y cinco mezcladores en líneas diferentes), llegaron a la conclusión de que para el mecanismo de coagulación por adsorción, el retomezclador es el tipo de unidad más deficiente, mientras que los mezcladores de línea presentaron los mejores resultados (figura 5-6).

## **8. MEZCLADORES**

Las unidades normalmente utilizadas para producir la mezcla rápida se pueden clasificar en dos grandes grupos, dependiendo del tipo de energía utilizada para producir la agitación: mecánica e hidráulica (cuadro 5-2).

Las primeras plantas de tratamiento que se construyeron no tenían dispositivos especiales para la dispersión de los productos químicos. Los primeros dispo-

sitivos para la mezcla rápida fueron hidráulicos. Con el desarrollo de la técnica del tratamiento de agua, se pasó a dar preferencia a los mezcladores mecánicos, principalmente en los países más industrializados.

**Cuadro 5-2. Clasificación de las unidades de mezcla rápida**

<b>Mecánicas</b>	Retromezclador en línea		
<b>Hidráulicas</b>	Resalto hidráulico	Canaleta Parshall	
		Canal de fondo inclinado	
		Vertedero rectangular	
	En línea	Difusores	En tuberías
		Inyectores	En canales
		Estáticos	
	Caídas	Orificios	
		Vertederos triangulares	
	Contracciones	Medidor Venturi	
		Reducciones	
		Orificios ahogados	
	Velocidad o cambio de flujo	Línea de bombeo	
		Codos	

En los mezcladores mecánicos, la turbulencia necesaria para la mezcla proviene de una fuente externa, generalmente un motor eléctrico y, de este modo, puede ser fácilmente controlable. Por otro lado, la potencia disipada en los mezcladores hidráulicos tiene origen en el trabajo interno del fluido y, por lo tanto, es función de la forma geométrica del mezclador y de las características del flujo, lo que hace que las condiciones de mezcla sean difíciles de controlar por el operador.

### 8.1 Hidráulicos

La potencia ( $P$ ) disipada en cualquier dispositivo de mezcla hidráulica es igual al producto de la pérdida de carga ( $H$ ) por el caudal ( $Q$ ), convertida en peso de líquido por unidad de tiempo:

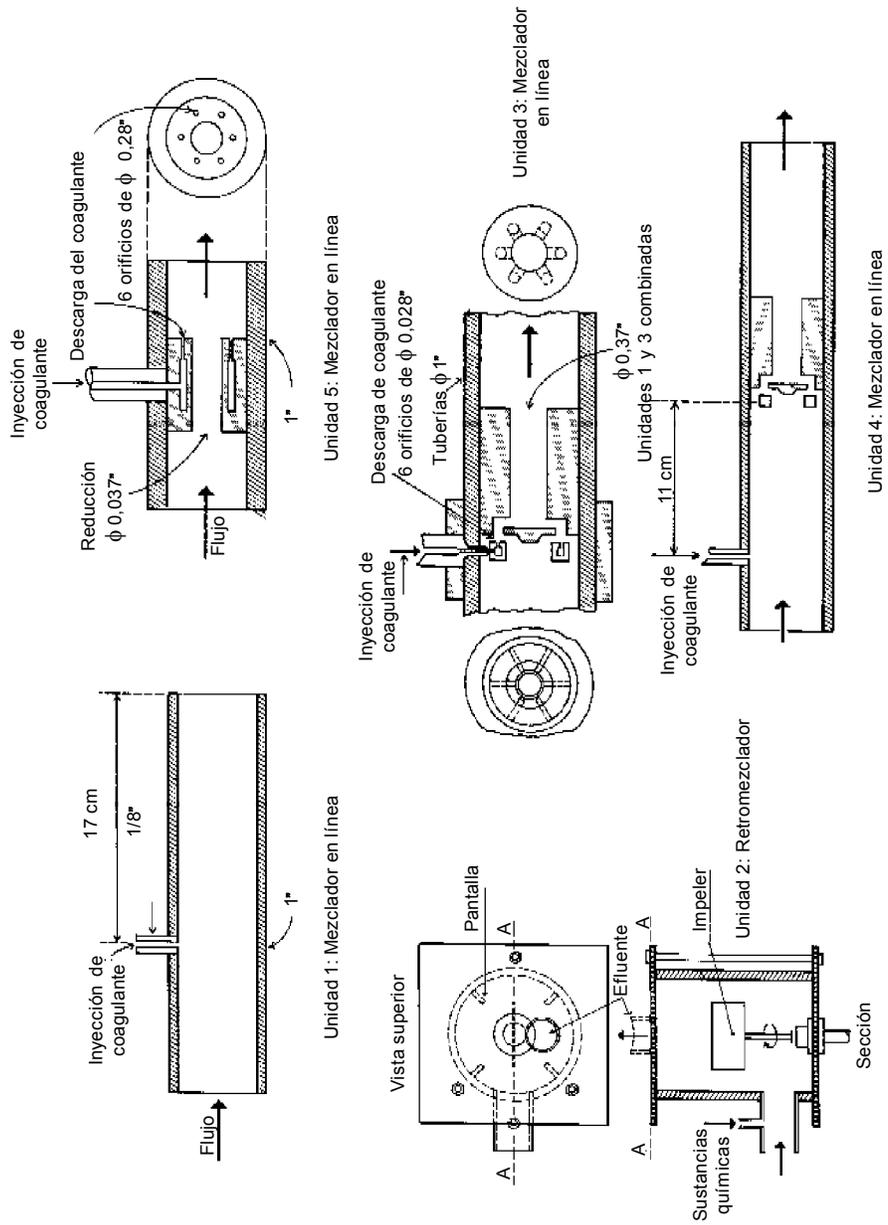


Figura 5-7. Mezcladores evaluados por Vrale y Jordan (5)

$$P = H \gamma Q \quad (16)$$

De este modo, la potencia disipada por unidad de volumen de la ecuación (13) es:

$$\frac{P}{V} = \frac{H \gamma Q}{V} \quad (17)$$

siendo:

$$\frac{Q}{V} = \frac{1}{T}, \text{ donde } T \text{ es el tiempo de mezcla}$$

Resulta:

$$\frac{P}{V} = \frac{\gamma H}{T} \quad (18)$$

Sustituyendo (18) en la ecuación (14), se obtiene:

$$G = \sqrt{\frac{\gamma}{\mu}} \cdot \sqrt{\frac{H}{T}} \quad (19)$$

donde:

- $\gamma$  = peso específico del agua en kg/m<sup>3</sup> ( $ML^{-2} T^{-2}$ )
- $\mu$  = coeficiente de viscosidad en kg s/m<sup>2</sup> ( $ML^{-1} T^{-1}$ )
- $H$  = pérdida de carga en m ( $L$ )
- $T$  = tiempo de mezcla en s ( $T$ )

El factor  $(\gamma/\mu)^{0,5}$  depende de la temperatura del agua, conforme al cuadro 5-3.

Cuadro 5-3. Valores de  $(\gamma / \mu)^{0,5}$ 

Temperatura °C	$(\gamma / \mu)^{0,5}$
0	2.336,94
4	2.501,56
10	2.736,53
15	2.920,01
20	3.114,64
25	3.266,96

A una temperatura de alrededor de 15 °C, valor tomado comúnmente en proyectos, el gradiente de velocidad puede ser calculado por la siguiente fórmula:

$$G = 2.900 H/T \quad (20)$$

Las unidades hidráulicas más comunes son las de resalto hidráulico y los mezcladores en línea.

a) Resalto hidráulico

El resalto hidráulico es un fenómeno que ocurre cuando la corriente líquida pasa de un régimen rápido a uno tranquilo, a través de una profundidad crítica, y discurre de una profundidad menor a una mayor, mientras que la velocidad cambia de mayor a menor que la crítica. La figura 5-8 ilustra cómo ocurre el resalto a través de la curva de energía específica.

Los resaltos pueden producirse en canales horizontales o de fondo inclinado. Son frecuentemente utilizados para producir mezcla rápida en canales rectangulares con cambio brusco de inclinación (figura 5-9).

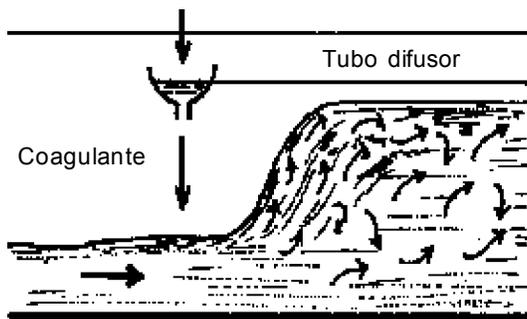


Figura 5-8. Resalto hidráulico

Otro tipo de dispositivo muy utilizado en las plantas de tratamiento con la doble finalidad de medir el caudal y efectuar la mezcla rápida es la canaleta Parshall (figura 5-10).

También es posible utilizar para este fin un vertedero rectangular sin contracciones, instalado dentro de un canal de sección rectangular. La lámina de agua que pasa sobre el vertedero toca el fondo del canal, y se divide en una corriente principal que avanza hacia adelante, lo que da lugar al resalto hidráulico, y una corriente secundaria, que retrocede formando una masa de agua que se represa aguas arriba, por lo que debe rellenarse la zona para evitar este comportamiento negativo para la coagulación (figura 5-11).

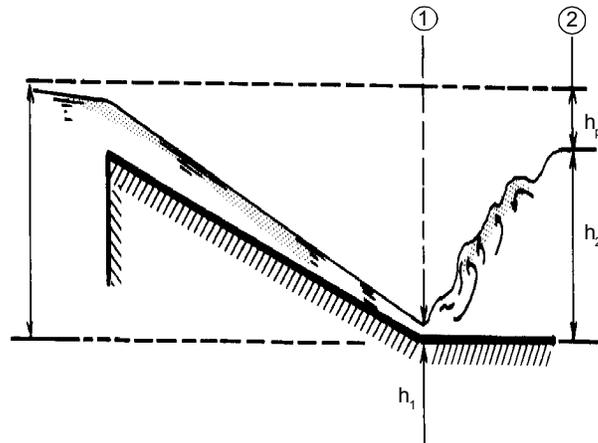


Figura 5-9. Canal rectangular con fondo inclinado o rampa

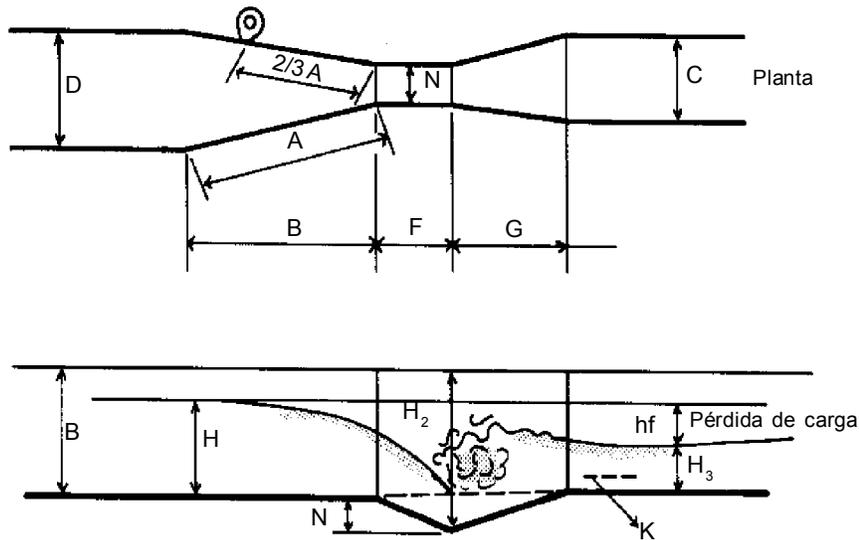


Figura 5-10. Canaleta Parshall

El criterio para calcular la pérdida de carga en este tipo de unidades está dado por la fórmula de Belanger.

$$H = \frac{(h_2 - h_1)^3}{4 h_1 h_2} \quad (21)$$

donde:

$$h_2 = \frac{h_1}{2} (\sqrt{1 + 8 F_1^2} - 1) \quad (22)$$

$h_1$  = altura del agua en el resalto  
 $h_2$  = altura del agua después del resalto

$$F = \frac{v_1}{\sqrt{g h_1}} = \text{número de Froude}$$

$v_1$  = velocidad en el resalto

El número de Froude para conseguir un resalto estable es de 2 a 3 para canaletas Parshall y de 4,5 a 9 para canales con cambio de pendiente, vertederos rectangulares y triangulares.

El gradiente de velocidad óptimo para este tipo de unidades es de aproximadamente  $1.000 \text{ s}^{-1}$ .

b) En línea

El conocimiento de la rapidez con que se realizan las reacciones de adsorción-desestabilización trajo como consecuencia que se desarrollaran los mezcladores instantáneos en línea. Con este tipo de unidades es posible conseguir tiempos de mezcla muy cortos, menores de un segundo, y elevadas intensidades de mezcla.

Kawamura da algunas razones por las que recomienda este tipo de unidades:

1) Proporciona una buena mezcla instantánea con pocos cortocircuitos.

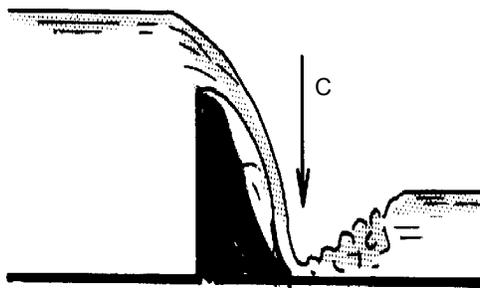


Figura 5-11. Vertedero rectangular

- 2) Se reducen los costos al omitir la instalación de una unidad de mezcla rápida convencional.

En todos los casos, estas unidades están constituidas por un dispositivo insertado en la tubería o canal de llegada de agua cruda a la planta de tratamiento. De acuerdo con sus características, se pueden clasificar, a su vez, en difusores, inyectores y estáticos.

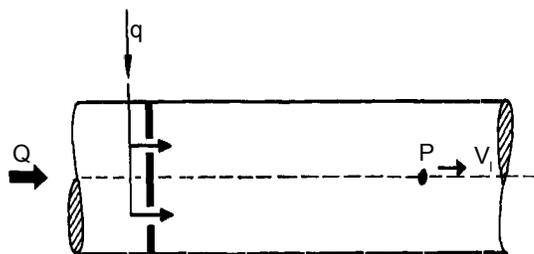
- a) Difusores

Estas unidades fueron desarrolladas por Stengquist y Kaufman (6) y se trata de conseguir la mayor dispersión y mezcla del coagulante, mediante el uso de múltiples puntos de descarga distribuidos en toda la sección de la unidad.

### *Conceptos básicos*

El concepto de mezcla se encuentra íntimamente asociado al de turbulencia, por lo que resulta de máxima importancia relacionar la variación de la concentración con la variación de la velocidad.

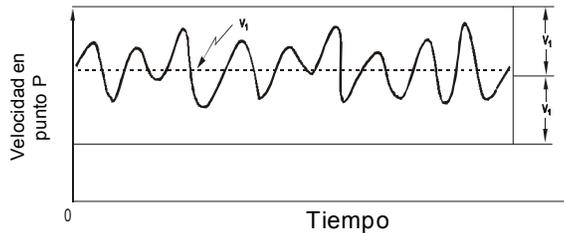
Consideramos una porción de la tubería de conducción de agua cruda, en la cual se ha colocado una malla de tubos y a través de la cual se distribuye el coagulante en toda la sección de la tubería (figura 5-12).



**Figura 5-12.** Difusor en tubería

Midiendo la velocidad de escurrimiento del flujo en un punto cualquiera, tal como (*P*) aguas abajo de la rejilla, se encontró que esta velocidad ( $V_1$ ) está compuesta por un valor medio ( $\bar{V}_1$ ) y un componente fluctuante ( $v_1$ ), conforme se demuestra esquemáticamente en la figura 5-13.

$$V_1 = \bar{V}_1 + v_1 \quad (23)$$



**Figura 5-13.** Comportamiento de la velocidad del flujo en un difusor en tubería

El parámetro más importante en términos de turbulencia y, por lo tanto, de mezcla es  $(v_i)$ .

El valor numérico de  $(v_i)$  no es constante, pero puede ser calculado a través del parámetro  $(v_i')$ , llamado *intensidad de turbulencia*, el cual se expresa como:

$$v_i' = \sqrt{(\overline{v_i})^2} \quad (24)$$

$(v_i')$  se define como la raíz cuadrada del valor medio de los cuadrados de las fluctuaciones de velocidad (*r.c.m.*).

### ***Segregación e intensidad de segregación***

El criterio de segregación es relativo a los elementos del fluido que no reciben coagulante; es decir, aquellos que son segregados de la mezcla. Esto sucede en mayor o menor escala en cualquier tipo de mezclador, debido a sus propias características, escala de turbulencia y disipación de energía introducida.

Para comprender y cuantificar mejor la segregación, admitamos que la concentración de una solución adicionada al agua a través de la malla de tubos (figura 5-12) varía de manera similar a la ecuación (23); es decir, que:

$$\overline{C} = C + c \quad (25)$$

donde:

- $C$  = concentración instantánea de la suspensión en el punto ( $P$ ) en cada instante ( $t$ )
- $c$  = fluctuación de la concentración
- $\overline{C}$  = concentración media en la tubería

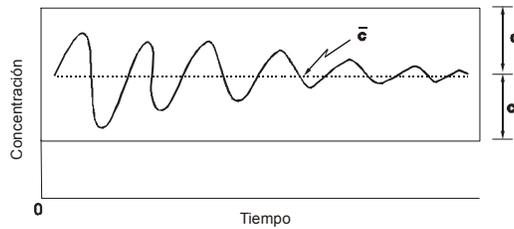
En forma similar a la ecuación (24), se puede calcular  $(c)$ , a través del parámetro  $(c')$ :

$$c' = \sqrt{\overline{(c)^2}} \quad (26)$$

donde:

$c'$  = es la raíz cuadrada del valor medio de los cuadrados de las fluctuaciones de concentración

El valor de  $(c')$  decrece a medida que el flujo se aleja aguas abajo de la malla de tubos, lo que indica que ocurre una diseminación de la concentración a partir del valor inicial, y finalmente llegan a anularse las fluctuaciones. Esto significa que la concentración es uniforme en esta porción del tubo e igual al valor medio, lo que refleja una condición de mezcla ideal, al haberse conseguido una distribución homogénea del coagulante (figura 5-14).



**Figura 5-14.** Variación de la concentración

Por lo tanto, la intensidad de segregación ( $I_s$ ) se puede definir de la siguiente manera:

$$I_s = \frac{(c')^2}{(C_o)^2} \text{ o } \sqrt{I_s} = \frac{c'}{C_o} \quad (27)$$

donde  $(c_o)$  es la concentración de la solución del coagulante y  $(C')$  la concentración aguas abajo de la reja.

A partir de la ecuación (27), se tienen dos condiciones extremas:

Si  $\sqrt{I_s} = 1 \rightarrow$  no existe segregación del coagulante en el punto considerado

Si  $\sqrt{I_s} = 0 \rightarrow$  no ocurre mezcla hasta el punto considerado.

Es evidente que en la práctica, difícilmente ocurre una u otra situación; sin embargo, siempre se busca una condición de mezcla que se aproxime a aquella en

que  $Is = 1$ , pues se obtiene una especie de microescala de turbulencia, característica fundamental para que resulte una coagulación eficiente, especialmente cuando se tiene agua cruda con una cantidad apreciable de partículas menores de  $1\mu\text{m}$  y de sustancias húmicas.

### *Ecuación general de la variación de la concentración*

A partir de investigaciones realizadas con siete diferentes tipos de rejillas, Stengquist propuso el siguiente modelo matemático para resumir cuantitativamente los resultados obtenidos:

$$\sqrt{Is} = \frac{c'}{C_o'} = \frac{\alpha}{F} \left[ \frac{d}{X} \right]^a \quad (28)$$

donde:

- $\alpha$  = coeficiente que depende del número de orificios en la malla, de la relación del caudal de agua ( $Q$ ) que circula por la tubería al caudal de coagulante ( $q$ ), de las características del sistema de inyección y de la velocidad de reducción de las fluctuaciones de la concentración
- $a$  = tasa de reducción de las fluctuaciones de la concentración, depende del diámetro ( $d$ ) de los tubos de la malla
- $F$  = número de orificios por pulgada cuadrada de sección transversal de la unidad
- $c'$  = r.c.m. de las fluctuaciones de concentración a una distancia ( $X$ ) de la malla de tubos
- $C_o'$  = r.c.m. de las fluctuaciones de concentración en la malla de tubos

Esta ecuación demuestra que  $\sqrt{Is}$  disminuye a medida que decrece el diámetro ( $d$ ) de las barras de la malla, y a medida que aumenta la distancia ( $X$ ) entre la malla y un punto aguas abajo de esta.

La pérdida de carga ( $H$ ) en este tipo de mezclador está dada por la siguiente expresión:

$$H = K \frac{v^2}{2g} \quad (29)$$

donde:

$K$  = coeficiente de pérdida de carga, el cual depende del diámetro ( $d$ ) y separación ( $M$ ) de los tubos de la malla:

$$M = d \left[ \frac{1}{1 - \sqrt{1 - S}} \right] \quad (30)$$

donde:

$S$  = grado de solidez de la malla

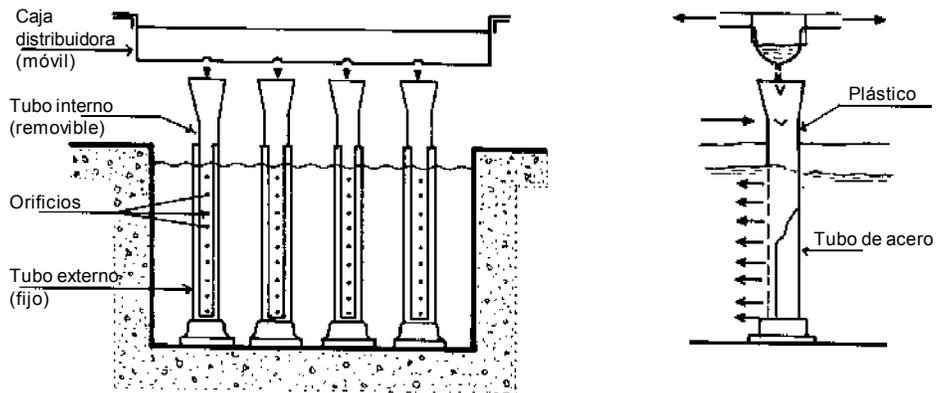
$$S = \frac{\sqrt{K}}{1 + \sqrt{K}} \quad (31)$$

Los valores de ( $a$ ) fueron determinados experimentalmente por Stengquist y se indican en el cuadro 5-4.

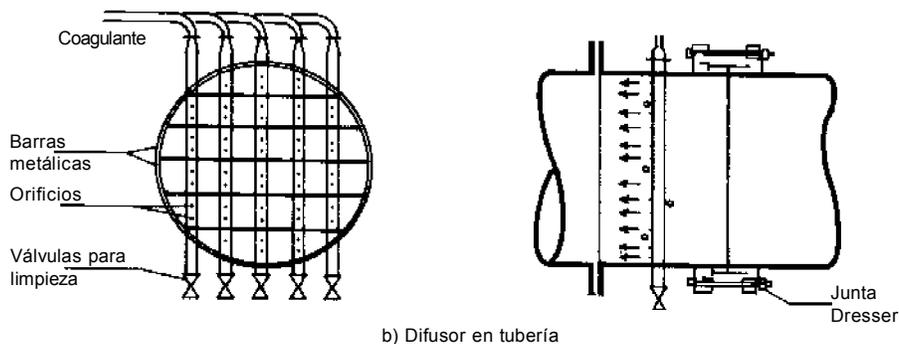
**Cuadro 5-4. Valores de la constante ( $a$ )(para  $\alpha = 5$ )**

<b>d</b>		<b>a</b>
<b>cm</b>	<b>pulgada</b>	
0,16	1/16	0,40
0,31	1/8	0,54
0,63	1/4	0,80
1,25	1/2	1,13
2,52	1	1,47

La figura 5-15 muestra diversos tipos de difusores en tubería y en canal.



a) Difusor en canal



b) Difusor en tubería

**Figura 5-15.** Mezcladores hidráulicos en línea. Difusores

## b) Inyectores

En este tipo de unidades la energía necesaria para la mezcla rápida se consigue sobre la base de la energía disipada por una multitud de chorros que producen un flujo turbulento en la tubería de conducción de agua (figura 5-16).

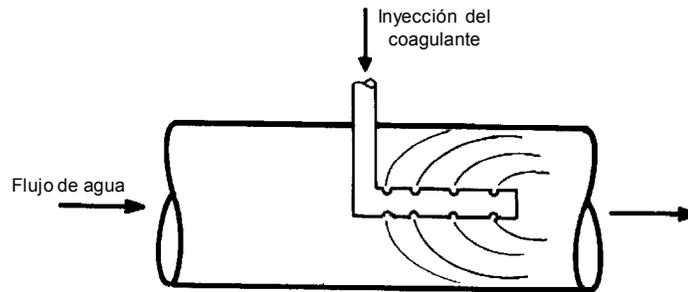


Figura 5-16. Mezcladores hidráulicos en línea. Inyectores

Pratte y Baines (7) dedujeron la ecuación básica para los perfiles de los chorros normales a un flujo:

$$\frac{\Delta X}{dR} = C \frac{z}{dR}^{0.28} \quad (32)$$

donde:

- $X$  = diámetro del chorro al final de la zona de máxima deflexión
- $z$  = longitud de mezcla
- $d$  = diámetro del orificio de inyección
- $R = \frac{\mu}{v}$
- $\mu$  = velocidad del chorro (min = 3 m/s)
- $v$  = velocidad del agua en la tubería

La pérdida de carga en estas unidades está dada por la siguiente expresión:

$$h = k \frac{(Vch)^2}{2g} \quad (33)$$

donde:

- $Vch$  = velocidad en el chorro

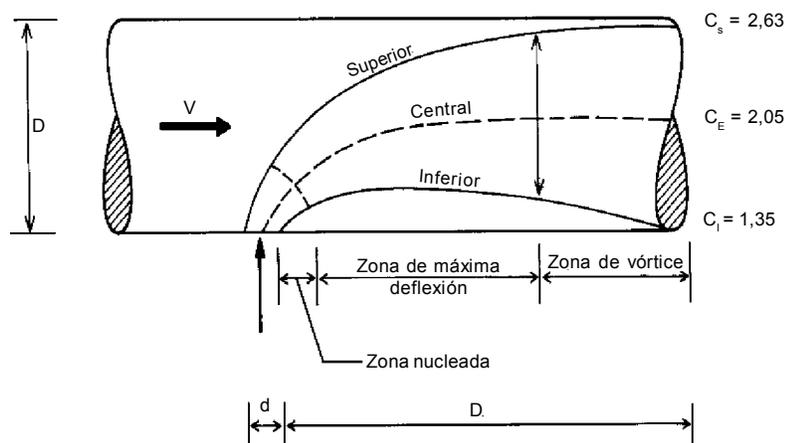


Figura 5-17. Perfil de un chorro en flujo turbulento

c) Mezcladores estáticos

Estas unidades están constituidas por barras, perfiles o láminas corrugadas, instaladas dentro de una tubería, que forman una rejilla alargada y continua, las cuales producen una gran intensidad de turbulencia en una longitud deseada y originan una mezcla de alta eficiencia, con poca pérdida de energía y sin el uso de partes móviles.

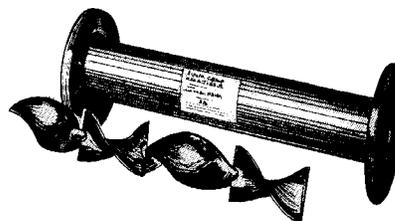


Figura 5-18. Mezclador hidráulico en línea. Estático

Entre las ventajas de este tipo de unidad se pueden indicar las siguientes:

- La intensidad de mezcla se produce en un reactor fijo sin partes móviles.
- Bajo mantenimiento y operación nula.
- Se puede utilizar cualquier concentración de solución.

Las desventajas son las siguientes:

- Los equipos son normalmente patentados.
- Falta de experiencia técnica en el diseño.
- Requiere más energía que los difusores e inyectores.

Se clasifican, de acuerdo con el tipo de flujo en la unidad, en laminares, turbulentos y de transición. Esta variación se consigue cambiando los elementos en el interior del tubo.

La pérdida de carga en estas unidades está dada por:

$$H = K \cdot H(t) \quad (34)$$

donde:

$$\begin{aligned} K &= f(\text{tipo de unidad empleada y del tipo de flujo}) \\ H(t) &= \text{pérdida de carga en la tubería} \end{aligned}$$

A su vez, la potencia consumida ( $P$ ) está dada por la expresión:

$$P = C \cdot Q \cdot H \quad (35)$$

donde:

$$C = 5,83 \times 10^{-4}$$

cuando:

$$\begin{aligned} Q &= \text{caudal (está dado en gal/min), y} \\ H &= \text{lb/pg}^2 \end{aligned}$$

## 8.2 Mecánicos

Existen dos tipos de unidades de mezcla mecánica: el retromezclador (la unidad más conocida) y el mezclador en línea mecánico.

### a) Mezclador en línea mecánico (8)

Fue introducido en los años sesenta. Este tipo de agitador puede reemplazar a los grandes mezcladores y a los tanques retromezcladores, debido a que proporciona una agitación casi instantánea, mezclando o dispersando en un volumen muy pequeño y con un bajo consumo de energía (figura 5-19).

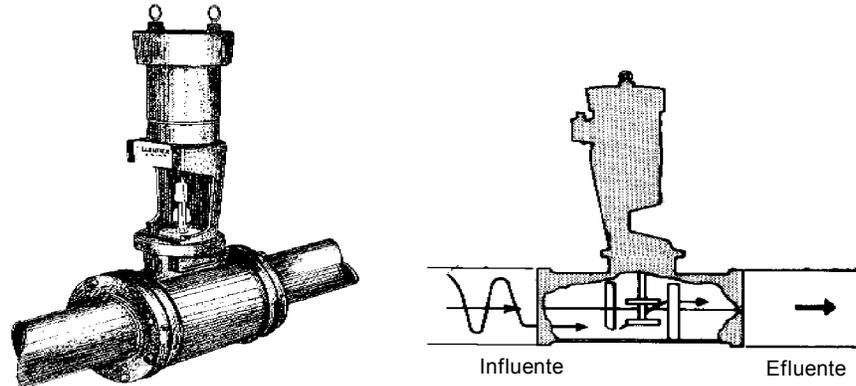


Figura 5-19. Mezclador en línea mecánico

b) Retromezclador

Está compuesto de un tanque diseñado para un periodo de retención determinado y un sistema de agitación (figura 5-20).

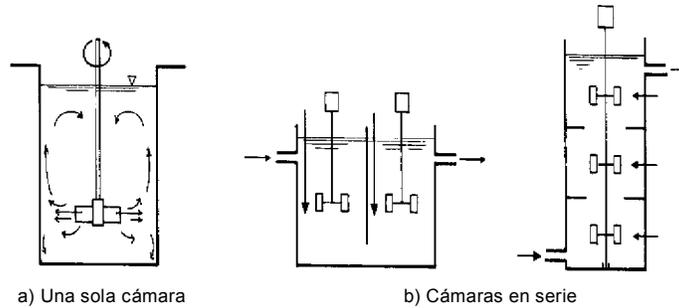


Figura 5-20. Unidades de mezcla mecánica. Retromezclador

Rushton encontró que la potencia debida a las fuerzas de inercia y a las fuerzas de viscosidad, representadas respectivamente por los números de Froude y de Reynolds, en el movimiento de un impulsor rotativo, están relacionadas por la siguiente expresión general:

$$P = \frac{K}{g} \rho n^3 D^5 (N_R)^j (N_F)^j \quad (36)$$

donde:

$N_R$  es el número de Reynolds  $N_R = NrD/\mu$

$N_f$  es el número de Froude  $N_f = n^2 D/g$  y

- $P$  = potencia aplicada al agua por el impulsor ( $k^*m/s$ ) ( $MLT^{-1}$ )  
 $n$  = número de rotaciones por segundo ( $rps$ ) ( $T^{-1}$ )  
 $D$  = diámetro del impulsor ( $m$ ) ( $L$ )  
 $\rho$  = densidad del agua  $k$  masa/ $m^3$  ( $ML^{-3}$ )  
 $\mu$  = viscosidad absoluta  $k^*s/m^2$  ( $ML^{-1} T^{-2}$ )  $\mu/g$  para compatibilizar unidades en el cálculo de la potencia  $P$   
 $g$  = factor de conversión de la ley de Newton (= 9,81)

El coeficiente  $K$  depende de la geometría del sistema cámara-equipo de mezcla, y  $(p)$  y  $(q)$  dependen del régimen de escurrimiento. Cuando el régimen es turbulento, que es la condición para mezcla rápida y cuando se evita la formación de remolinos,  $p = q = 0$ , resulta:

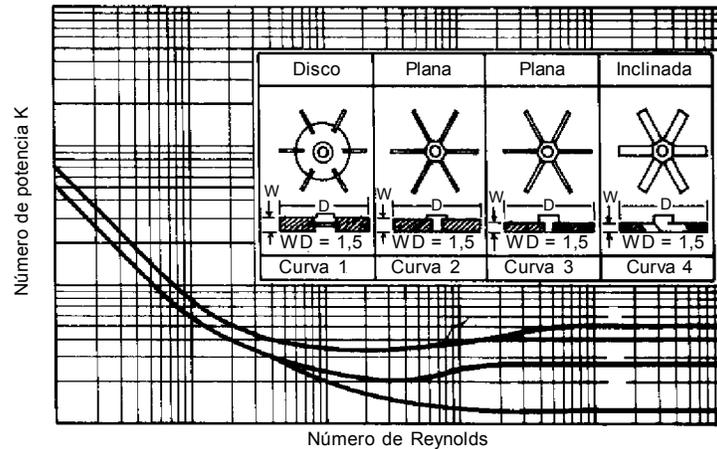
$$P = \frac{K}{g} \rho n^3 D^5 \quad (37)$$

$$G = \sqrt{\frac{K n^3 D^5}{g \mu \nabla}} \quad (38)$$

a una temperatura de 15 °C.

$$G = 944 \sqrt{\frac{K n^3 D^5}{\nabla}} \quad (39)$$

Los valores de  $K$  para cuatro tipos básicos de turbina se dan en función del gráfico presentado en la figura 5-21.



**Figura 5-21.** Relación entre el número de potencia y el número de Reynolds para algunos tipos de turbinas

### 8.3 Ventajas y desventajas de los mezcladores hidráulicos y mecánicos

El gradiente de velocidad en un mezclador mecánico no varía con el caudal y tiene la ventaja adicional de permitir controlar el grado de agitación si se varía la velocidad de rotación del impulsor. Sin embargo, su funcionamiento depende de una fuente de energía externa y, de esta forma, una falla en el sistema de alimentación o en el propio mecanismo, causaría el colapso del proceso de mezcla rápida, lo que perjudicaría el tratamiento en su conjunto.

La energía dispensada por un mezclador mecánico es siempre mayor que la energía disipada en un mezclador hidráulico. En el equipo mecánico las pérdidas por inducción, por fricción y otras hacen que el trabajo útil aplicado al agua sea apenas una pequeña parte del total.

La principal objeción que se hace a los dispositivos hidráulicos es su poca flexibilidad a las variaciones de caudal. Por otro lado, el costo relativamente elevado y la propia complejidad de los equipos electromecánicos hacen inadecuada su utilización en los países en desarrollo. En nuestro medio, se ha dado tradicionalmente preferencia a los dispositivos hidráulicos de mezcla rápida, tales como

canaletas Parshall y vertederos.

En trabajos recientes se ha estudiado el comportamiento de los mezcladores hidráulicos, lo que ha contribuido al dimensionamiento racional de estas unidades y a la optimización de los mezcladores existentes.

Vrale y Jordan (5) evaluaron la eficiencia de diversos mezcladores hidráulicos en línea, insertados en la tubería de llegada del agua cruda, y de un retromezclador (figuras 5-6 y 5-7).

Se evaluó el comportamiento de las diferentes unidades a través de un coeficiente  $K_{ap}$  que representa la velocidad de aglomeración durante la fase posterior de mezcla lenta (floculación). La figura 5-5 demuestra una mejor eficiencia de los mezcladores en línea, en comparación con el retromezclador, el cual presentó una menor eficiencia.

Vrale y Jordan concluyen, al igual que Argaman y Kaufman (9), que el gradiente de velocidad no es un parámetro totalmente adecuado para caracterizar la eficiencia de la mezcla rápida.

De los estudios efectuados se puede indicar que un mezclador hidráulico dotado de un buen sistema de dispersión del coagulante puede superar la desventaja de su poca flexibilidad, en términos de gradiente de velocidad, el cual varía en función del caudal.

**REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS**

- (1) Amirtharajah, A. y Mills, K. M. Rapid-mix design for mechanisms of alum coagulation. *Journal of the American Water Works Association*. Vol. 74, abril, 1982, pp. 210-216.
- (2) Letterman, May y May. Influence of rapid-mix parameters on flocculation. *Proceedings of the AWWA Seminar of Upgrading Existing Water Treatment Plants*, 1974.
- (3) Amirtharajah, A. y Trusler, S. L. Destabilization of particles by turbulent rapid mixing. *Journal of Environmental Engineering ACSE*, 1985.
- (4) Amirtharajah, A. Velocity gradients in rapid mixing. Seminario Nacional sobre Coagulación y Filtración Directa. Universidad de São Paulo, Escuela de Ingeniería de San Carlos, 1989.
- (5) Vrale y Jordan. Rapid mixing in water treatment. *Proceedings AWWA Seminar of Upgrading Existing Water Treatment Plants*, 1974.
- (6) Stenguist, R. y Kaufman, R. M. *Initial mixing in coagulation processes*. Berkeley, Universidad de California, 1972.
- (7) Pratte, B. y Baines, D. Profiles of the round turbulence jet in a cross flow. *Journal of the Hydraulic Division. Proceedings of the American Society of Civil Engineers*, noviembre de 1967.
- (8) James y Oldshue. *Fluid mixing technology chemical engineering*. Nueva York, McGraw Hill, 1983.
- (9) Argaman, V. y Kaufman, W. J. Turbulence and flocculation. *Journal of the Sanitary Engineering Division, Proceedings, ACSE*, 1970.