

# CAPÍTULO VII – 12. FILTRACIÓN DIRECTA DESCENDENTE

## ÍNDICE

---

<b>1. CARACTERÍSTICAS DE LA FILTRACIÓN DIRECTA DESCENDENTE .....</b>	<b>1</b>
<b>2. PARÁMETROS QUE INFLUYEN EN LA TECNOLOGÍA .....</b>	<b>3</b>
<b>2.1. CALIDAD DEL AGUA CRUDA.....</b>	<b>3</b>
2.1.1. <i>Número y Tamaño de las Partículas. Sólidos Suspendidos Totales y Turbiedad .....</i>	<i>3</i>
2.1.2. <i>Materia Orgánica Natural.....</i>	<i>7</i>
2.1.3. <i>Alcalinidad y pH .....</i>	<i>9</i>
2.1.4. <i>Algas.....</i>	<i>9</i>
2.1.5. <i>Coliformes.....</i>	<i>11</i>
2.1.6. <i>Hierro y Manganeseo .....</i>	<i>11</i>
2.1.7. <i>Límites Máximos Recomendados .....</i>	<i>11</i>
<b>2.2. PRETRATAMIENTO .....</b>	<b>12</b>
2.2.1. <i>Coagulación y Productos Químicos .....</i>	<i>12</i>
2.2.2. <i>Mezcla Rápida.....</i>	<i>22</i>
2.2.3. <i>Floculación .....</i>	<i>22</i>
<b>2.3. MEDIO FILTRANTE .....</b>	<b>24</b>
<b>2.4. VELOCIDAD DE FILTRACIÓN Y CARGA HIDRÁULICA DISPONIBLE .....</b>	<b>27</b>
<b>2.5. MÉTODO DE OPERACIÓN .....</b>	<b>27</b>
<b>3. OPTIMIZACIÓN DEL DESEMPEÑO DE LA FILTRACIÓN DIRECTA DESCENDENTE .....</b>	<b>28</b>
<b>4. INVESTIGACIÓN EN UNA INSTALACIÓN PILOTO .....</b>	<b>31</b>
<b>4.1. CONSIDERACIONES INICIALES .....</b>	<b>31</b>
<b>4.2. CARACTERÍSTICAS DE LA INSTALACIÓN PILOTO .....</b>	<b>31</b>
<b>4.3. PREPARACIÓN Y DOSIS DE LOS PRODUCTOS QUÍMICOS .....</b>	<b>33</b>
<b>4.4. ENSAYOS DE FILTRACIÓN REALIZADOS CON EL FILTRO DE ARENA.....</b>	<b>33</b>

<b>4.5. LAVADO DE LOS FILTROS .....</b>	<b>33</b>
<b>4.6. CONDICIONES DE FINALIZACIÓN DE LOS ENSAYOS Y PARÁMETROS MONITOREADOS .....</b>	<b>33</b>
<b>4.7. RESULTADOS Y DISCUSIÓN .....</b>	<b>34</b>
<b>4.8. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....</b>	<b>42</b>
<b>5. BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>44</b>

## LISTA DE ILUSTRACIONES

### TABLAS

---

<b>Tabla 1.</b> Niveles tróficos de lagos en función del tenor de clorofila a (Palmer, 1959).....	<b>9</b>
<b>Tabla 2.</b> Límites de los parámetros de calidad del agua cruda para el empleo de la Filtración Directa Descendente .....	<b>12</b>
<b>Tabla 3.</b> Concentración de $Al_2O_3$ en función de la masa específica del sulfato de aluminio líquido comercial (25°C).....	<b>13</b>
<b>Tabla 4.</b> Concentración de $Fe_2(SO_4)_3$ en la solución a 25 °C.....	<b>14</b>
<b>Tabla 5.</b> Parámetros de floculación en la Filtración Directa Descendente .....	<b>23</b>
<b>Tabla 6.</b> Características principales de los medios filtrantes .....	<b>24</b>
<b>Tabla 7.</b> Series de ensayos en función de la turbiedad del agua coagulada .....	<b>34</b>
<b>Tabla 8.</b> Mayores volúmenes obtenidos en las siete series .....	<b>42</b>

## FIGURAS

<b>Figura 1.</b> Número de partículas en función de la turbiedad del afluente (Di Bernardo y Alcocer C., 1996) .....	<b>4</b>
<b>Figura 2.</b> Resultados típicos obtenidos en ensayo de sedimentación en una columna .....	<b>6</b>
<b>Figura 3.</b> Dosis de sulfato de aluminio para remoción del 95% de ácido húmico por Filtración Directa Descendente (Graham, 1989) .....	<b>7</b>
<b>Figura 4.</b> Límites de turbiedad y color verdadero para aplicación de la Filtración Directa Descendente en el Reino Unido y Estados Unidos (Graham, 1989).....	<b>8</b>
<b>Figura 5.</b> Influencia de la concentración de algas en la duración de la carrera de filtración (Hutchinson, 1976).....	<b>10</b>
<b>Figura 6.</b> Curva típica de turbiedad o color aparente remanente obtenida en el ensayo de filtración en papel de filtro.....	<b>17</b>
<b>Figura 7.</b> Características principales del filtro de laboratorio .....	<b>18</b>
<b>Figura 8.</b> Variación de la turbiedad del afluente y de los efluentes de filtros pilotos (Di Bernardo, 1993) .....	<b>20</b>
<b>Figura 9.</b> Variación de la turbiedad del efluente en el inicio de la carrera de filtración para varias dosis de sulfato de aluminio aplicadas en el agua para lavado (Di Bernardo, 1993) .....	<b>21</b>
<b>Figura 10.</b> Turbiedad del afluente y del efluente del filtro y concentración del fitoplancton en el efluente sin adición de sulfato de aluminio en el agua para lavado (Di Bernardo, 1993) .....	<b>21</b>
<b>Figura 11.</b> Turbiedad del afluente y del efluente del filtro y concentración del fitoplancton en el efluente con adición de 4 mg/l sulfato de aluminio en el agua para el lavado (Di Bernardo, 1993) .....	<b>22</b>
<b>Figura 12.</b> Influencia de la floculación en el desarrollo de la pérdida de carga en el medio filtrante constituido por antracita y arena (Edzwald y otros, 1987).....	<b>24</b>
<b>Figura 13.</b> Pérdida de carga en el medio filtrante de los filtros F <sub>1</sub> y F <sub>2</sub> para la velocidad de filtración de 400 m/d (Di Bernardo, 1993) .....	<b>25</b>
<b>Figura 14.</b> Variación de la pérdida de carga a distintas alturas del medio filtrante correspondiente al filtro F <sub>1</sub> (Di Bernardo, 1993) .....	<b>26</b>
<b>Figura 15.</b> Variación de la pérdida de carga a lo largo del filtro F <sub>2</sub> (Di Bernardo, 1993) .....	<b>26</b>
<b>Figura 16.</b> Relación entre la eficiencia y el volumen total de agua producido en una carrera de filtración para diferentes valores del volumen de agua utilizado en el lavado (Di Bernardo, 1993).....	<b>29</b>
<b>Figura 17.</b> Velocidad de filtración en función de la duración de la carrera de filtración para diferentes valores de agua utilizada en el lavado para $V_L/V_F = 0,1$ (Di Bernardo, 1993) .....	<b>30</b>
<b>Figura 18.</b> Esquema del filtro de la instalación piloto de Filtración Directa Descendente .....	<b>32</b>
<b>Figura 19.</b> Turbiedad afluente durante la carrera de filtración y volumen efectivo producido en función de la dosis de polímero - serie I (Di Bernardo y otros, 1998) .....	<b>35</b>
<b>Figura 20.</b> Turbiedad afluente durante la carrera de filtración y volumen efectivo producido en función de la dosis de polímero - serie II (Di Bernardo y otros, 1998) .....	<b>36</b>
<b>Figura 21.</b> Turbiedad afluente durante la carrera de filtración y volumen efectivo producido en función de la dosis de polímero - serie III (Di Bernardo y otros, 1998) .....	<b>37</b>
<b>Figura 22.</b> Turbiedad afluente durante la carrera de filtración y volumen efectivo producido en función de la dosis de polímero - serie IV (Di Bernardo y otros, 1998).....	<b>38</b>
<b>Figura 23.</b> Turbiedad afluente durante la carrera de filtración y volumen efectivo producido en función de la dosis de polímero - serie V (Di Bernardo y otros, 1998).....	<b>39</b>
<b>Figura 24.</b> Turbiedad afluente durante la carrera de filtración y volumen efectivo producido en función de la dosis de polímero - serie VI (Di Bernardo y otros, 1998).....	<b>40</b>
<b>Figura 25.</b> Turbiedad afluente durante la carrera de filtración y volumen efectivo producido en función de la dosis de polímero - serie VII (Di Bernardo y otros, 1998).....	<b>41</b>
<b>Figura 26.</b> Volumen efectivo obtenido en cada serie en función de la turbiedad del afluente (Di Bernardo y otros, 1998) .....	<b>42</b>

## 1. CARACTERÍSTICAS DE LA FILTRACIÓN DIRECTA DESCENDENTE

La filtración directa descendente – FDD, es una tecnología de tratamiento que surgió principalmente por la dificultad en el tratamiento de aguas con turbiedad y color verdadero relativamente bajos en Plantas de Filtración Rápida con tratamiento completo.

En efecto, en una Planta de Filtración Rápida de tratamiento completo la coagulación del agua con esas características se realiza normalmente con el mecanismo de barrido y se forman flóculos de baja velocidad de sedimentación, difíciles de ser removidos por etapa de decantación. En estos casos se produce un desperdicio de productos químicos, pues los operadores tratan de aumentar la dosis de coagulante (y por consiguiente de alcalinizante cuando la alcalinidad del agua cruda es baja) para la formación de gran cantidad de precipitados de coagulante (aluminio o hierro).

Por otra parte en algunas Plantas con tratamiento completo, se realizan ensayos coagulando el agua cruda mediante el mecanismo de adsorción/neutralización de cargas y cuando el agua está floculada se envió a los decantadores. Como consecuencia de los bajos valores del gradiente de velocidad en los decantadores se formaron flóculos con características impropias para una filtración eficiente.

En base a estas experiencias se creó el proceso de filtración directa descendente. Este se basa en una coagulación por neutralización de cargas y en la eliminación de la etapa de sedimentación. Por lo tanto tiene las siguientes etapas:

- 1). Mezcla rápida.
- 2). Floculación.
- 3). Filtración.

La floculación puede no ser utilizada, dependiendo de la calidad del agua cruda, del tamaño de las partículas, de las características del medio filtrante y de la velocidad de filtración. Como consecuencia de la existencia o no de esa etapa, la tecnología de la filtración directa descendente se clasifica en: Filtración Directa Descendente con Floculación y Filtración Directa Descendente sin Floculación.

En la década del 70 se proyectaron y construyeron en el continente americano, muchas Plantas de Tratamiento de Filtración Directa Descendente, especialmente en comunidades de los Estados Unidos de América del Norte y Canadá situadas en la región de los grandes lagos. Algunas de las Plantas de Tratamiento de Filtración Directa Descendente también se construyeron en países de América del Sur a partir de la década de los 80 del siglo XX, particularmente en Brasil, Colombia, Chile y Argentina.

En la actualidad se han proyectado plantas de tratamiento completo con flexibilidad operacional, a fin de poder tratar alternativamente el agua con filtración directa. Para ello se elimina parcial o totalmente la unidad de floculación derivando el agua coagulada o prefloculada directamente a los filtros.

En comparación al tratamiento completo, la Filtración Directa Descendente presenta las siguientes ventajas:

- Inversión inicial en obras civiles y equipos, disminuida en cerca del 30 al 50%.
- Menor costo de operación y mantenimiento una vez que se eliminan equipos de extracción de barro de los decantadores y algunas veces los floculadores.
- Reducción del consumo de coagulante y/o alcalinizante.
- Producción de menor volumen de barro.
- Disminución del consumo de energía eléctrica.
- Facilidad en el tratamiento de agua con baja turbiedad.

Dentro de las desventajas se destacan:

- Dificultades en el tratamiento de agua con turbiedad o color verdadero alto.
- Necesidad de monitoreo continuo y control de los principales parámetros de calidad, tanto del agua cruda como de la filtrada.
- Tiempo relativamente corto para que el operador perciba cualquier cambio de calidad del agua cruda y haga las correcciones necesarias.
- Cuando el proceso de filtración directa descendente sea necesario, es relativamente de poca duración el tiempo medio de permanencia hidráulica en la Planta de Tratamiento para producir la oxidación de sustancias orgánicas presentes en el agua cruda.
- Se crean más problemas operativos cuando se paraliza temporariamente la Planta de Tratamiento debido a errores en la dosificación de coagulantes y/o alcalinizantes.
- Necesidad de disponer de mayor período para mejorar la calidad del efluente en el inicio de la carrera de filtración.

## 2. PARÁMETROS QUE INFLUYEN EN LA TECNOLOGÍA

La eficiencia de la filtración directa descendente depende de varios factores de proyecto, operación y mantenimiento, tales como:

- Calidad del agua cruda.
- Coagulación y productos químicos.
- Mezcla rápida (gradiente de velocidad y tiempo de agitación).
- Existencia de la floculación (gradiente de velocidad y tiempo de agitación).
- Velocidad de filtración, medio filtrante, método de operación (velocidad constante o declinante) y eficiencia del lavado.
- Monitoreo.

### 2.1. CALIDAD DEL AGUA CRUDA

Existe una gran controversia en relación a la aplicación de los límites de los parámetros de calidad del agua cruda, en una Planta de Tratamiento de Filtración Directa Descendente, debido principalmente a los trabajos de investigación realizados sobre diferentes condiciones del medio filtrante, al método de operación de los filtros y a la existencia o no de la floculación.

#### 2.1.1. *Número y Tamaño de las Partículas. Sólidos Suspendidos Totales y Turbiedad*

La cantidad de partículas suspendidas en el agua se puede medir por medio de análisis gravimétrico, que es un procedimiento confiable, pero que consume mucho tiempo en ser ejecutado y por ello no ha sido considerado un parámetro práctico para monitorear la calidad del agua filtrada. Con el desarrollo de la nefelometría, la turbiedad pasó a ser considerada un parámetro de gran aceptación, para poder apreciar la clarificación del agua con una simple operación. Para el agua de una misma fuente se puede encontrar una relación entre turbiedad y concentración de sólidos suspendidos totales, aunque no se tenga idea de las características de las partículas.

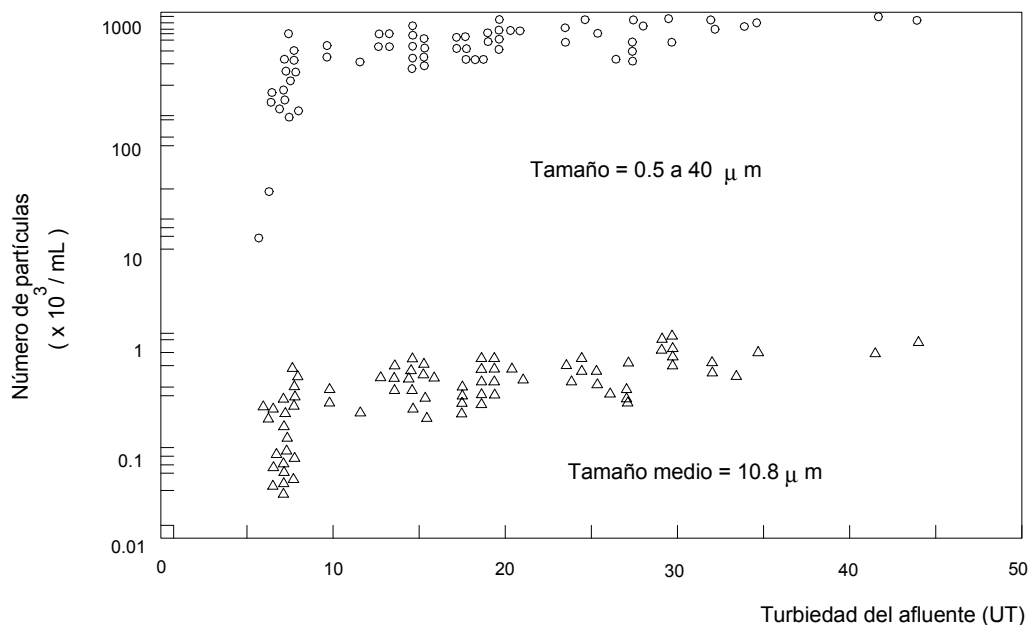
La mayoría de los instrumentos utilizados para medir la turbiedad poseen una fuente de luz que emite un fuerte haz luminoso. Los materiales en suspensión, dependiendo de su tamaño y en estado coloidal, reflejan una porción de la luz incidente proporcional a la turbiedad presente, de acuerdo a la luz recibida por medio de un detector fotoeléctrico. La energía luminosa se convierte en señal eléctrica y la turbiedad se expresa en el panel del equipo. El detector que mide la dispersión de la luz se sitúa formando un ángulo en relación al haz de luz incidente en la muestra, el cual cuando es de 90° caracteriza la nefelometría.

La lámpara más común en los turbidímetros modernos es la de filamento de tungsteno, pudiendo utilizarse otras fuentes (lámparas de mercurio, rayo láser, etc.). Mientras tanto, la turbiedad únicamente indica el índice de refracción de la luz dispersa a 90° debido a las partículas presentes en la muestra y no a informaciones sobre sus características.

Para el agua de una misma fuente se podía encontrar una relación entre turbiedad y concentración de sólidos suspendidos totales, aunque no se tenía idea de las características de las partículas. Con el paso del tiempo surgieron nuevas técnicas de tratamiento y los patrones de potabilidad se tornaron más rigurosos. Se percibió también que muchas aguas que cumplían con el límite máximo de turbiedad fijado en esos patrones, presentaban microorganismos nocivos al ser humano, haciendo que se busquen otras formas que sustituyan la necesidad de conocer el tamaño y su distribución de las partículas presentes en el agua.

Como el agua cruda puede contener una variedad de partículas en suspensión (partículas mayores que 1  $\mu\text{m}$ ) y en estado coloidal (partículas con tamaño entre 0,001 y 1,0  $\mu\text{m}$ ), el número y tamaño se pueden medir por medio de equipos especiales denominados contadores de partículas. Para analizar partículas individuales la mayoría de los equipos comúnmente usados en monitoreo del agua utilizan luz dispersa o sistema de medición de resistencia eléctrica.

En general los equipos operan según el principio del bloqueo de la luz. La muestra de agua recorre un canal y pasa por una abertura cuya área es conocida. Un rayo de luz direccionado incide sobre la muestra en un ángulo de 90°, transversal a la dirección del escurrimiento, pasa a través de la abertura y es recibido por un detector fotoeléctrico. Siempre que una partícula pase en la dirección transversal al detector fotoeléctrico, una porción de luz es bloqueada produciendo una reducción de la cantidad de luz que alcanza el detector. La amplitud resultante del pulso del voltaje es proporcional al tamaño de la partícula, lo cual se registra como el diámetro de un círculo de área equivalente.



**Figura 1.** Número de partículas en función de la turbiedad del afluente (Di Bernardo y Alcocer C., 1996)

En la **Figura 1** se muestra el número de partículas total con tamaño entre 0,5 y 40  $\mu\text{m}$  y el número de partículas con tamaño medio de 10,08  $\mu\text{m}$ , en función de la turbiedad del agua proveniente de la fuente superficial. Se puede apreciar que a partir de un cierto valor de la turbiedad (del orden de 10 UT), el número de partículas en los dos casos permanece aproximadamente constante, independientemente del aumento de la turbiedad (Di Bernardo y Alcócer C., 1996).

Lawler y otros (1984) consideran a la turbiedad del agua decantada como un parámetro impropio para medir la eficiencia de las unidades de floculación de una Planta de Tratamiento. Tampoco hay seguridad en determinar la eficiencia de los procesos de filtración y coagulación cuando en ella se considera únicamente los valores de la turbiedad del agua cruda. A. Beard II y Tanaka (1997) relatan que la falta de correlación entre la turbiedad y el número de partículas a partir de un cierto tamaño se debe al hecho de que la técnica de dispersión de la luz es dependiente de los factores, así como es la forma de la partícula, índice de refracción y largo de la onda de la fuente de luz utilizada.

El contador de partículas ha tenido gran aceptación en los Estados Unidos de América ya que se observó que el agua tratada con turbiedad mayor que 1 UT podía presentar algunos organismos, tales como la giardia lamblia y el criptosporidium, los cuales son muy resistentes a la desinfección. En investigaciones realizadas por Le Chevallier y otros (1992) se determinaron relaciones entre el número de partículas, giardias, criptosporidium y turbiedad, en muestras de agua cruda, agua decantada y agua tratada en tres Plantas de Tratamiento. Los autores obtuvieron una relación permanente y elevada entre la remoción de giardia y criptosporidium y el número de partículas remanentes en el agua tratada.

En la actualidad existen contadores de partículas en línea, montados en algunas Plantas de Tratamiento, especialmente en los países de América del Norte y algunos países de Europa y Asia. Tales equipos permiten, realizar indirectamente consideraciones respecto a la presencia o ausencia de algunos protozoarios, especialmente en la forma de quistes, tales como giardias, criptosporidium y amebas. La ausencia de partículas en el agua filtrada en la faja de 2 a 4  $\mu\text{m}$ , de 4 a 12  $\mu\text{m}$  y de 10 a 20  $\mu\text{m}$ , indica la posibilidad de no existir quistes, respectivamente de criptosporidium, de giardias y de amebas.

La existencia de contadores de partículas en Plantas de Potabilización donde se han proyectado nuevas unidades o donde se han reformado instalaciones existentes, permite, en función de los tamaños de las partículas y la distribución de los mismos, optimizar la floculación. Generalmente las aguas que tienen predominio de partículas menores a 5  $\mu\text{m}$  requieren floculación, mientras que si el predominio es de partículas mayores a 5  $\mu\text{m}$ , se puede aplicar los procesos de coagulación y filtración sin necesidad de la floculación.

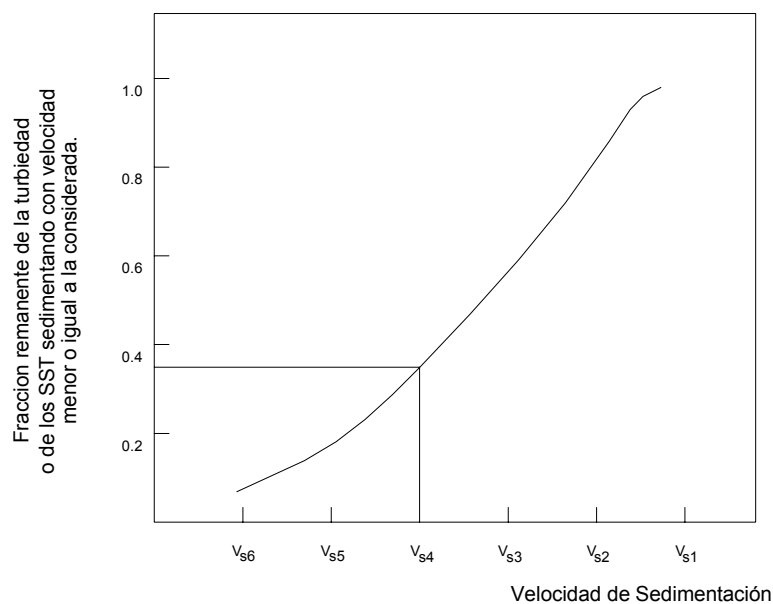
Desde el punto de vista práctico, hay ensayos simples para estimar el tamaño de las partículas presentes en el agua, como son los relativos a evaluar la sedimentación y la filtrabilidad.

El ensayo de sedimentación se efectúa empleando una columna de 60 cm de altura y 5 cm de diámetro mínimo, donde la muestra tomada está a 15 cm a partir del fondo, siendo su escala graduada externamente. Luego del llenado de la columna con el agua en estudio, se introduce un termómetro para registrar la temperatura.

Se recolectan muestras tomadas en intervalos de tiempo (por ejemplo cada 15 o 30 min, dependiendo del tenor de sólidos suspendidos totales-SST o de la turbiedad del agua cruda) y se anota la altura de la lámina líquida correspondiente hasta verificar que el tenor de SST o la turbiedad no varíen significativamente, culminando de esta forma el ensayo.

Se miden los valores de SST o de turbiedad de las muestras recolectadas, los cuales pueden relacionarse a las velocidades de sedimentación obtenidas dividiendo la altura media de la lámina líquida por el tiempo transcurrido hasta el momento de la recolección.

Seguidamente se realiza un gráfico semejante al de la **Figura 2**, en donde se obtienen fracciones de la turbiedad (turbiedad de la muestra dividida por la turbiedad del agua cruda) sedimentando con una velocidad menor a la considerada, la cual se encuentra en el eje de las abscisas ( $V_{s1} > V_{s2} > V_{s3} > V_{s4} > V_{s5} > V_{s6}$ ). Es preferible medir el tenor de SST y la turbiedad y relacionarlos. Cuando existe una imposibilidad de medir los SST, se puede utilizar solamente la turbiedad. Se puede de esta forma, estimar la fracción de los sólidos suspendidos totales, SST o de la turbiedad que puede ser removida por sedimentación, en función de la velocidad de sedimentación y también conocer por medio de la ecuación de Stokes, el tamaño de las partículas presentes en el agua.



**Figura 2.** Resultados típicos obtenidos en ensayo de sedimentación en una columna

El ensayo de filtración del agua cruda recolectada en diferentes épocas del año también suministra una idea de las partículas presentes. Pueden utilizarse distintos tipos de papel o de membrana: papel de filtro Whatman 41 (tamaño medio de los poros: 20 a 25  $\mu\text{m}$ ), Whatman 40 (tamaño medio de los poros: 8,4  $\mu\text{m}$ ), Whatman 44 (tamaño medio de los poros: 3,0  $\mu\text{m}$ ) y membrana GF/52C (tamaño medio de los poros: 1,2  $\mu\text{m}$ ).

El papel de filtro se dobla y se dispone en un embudo apoyado en un erlenmeyer. El agua en estudio se coloca en una pipeta y se filtra hasta obtener un volumen suficiente para

realizar las medidas de turbiedad y de sólidos suspendidos totales. A continuación se elabora un gráfico semejante al de la **Figura 2**, con la diferencia de que en el eje de las ordenadas se tiene la fracción de la turbiedad remanente o de SST remanente menor o igual al tamaño de los poros, considerando en la filtración y en el eje de las abscisas la velocidad de sedimentación.

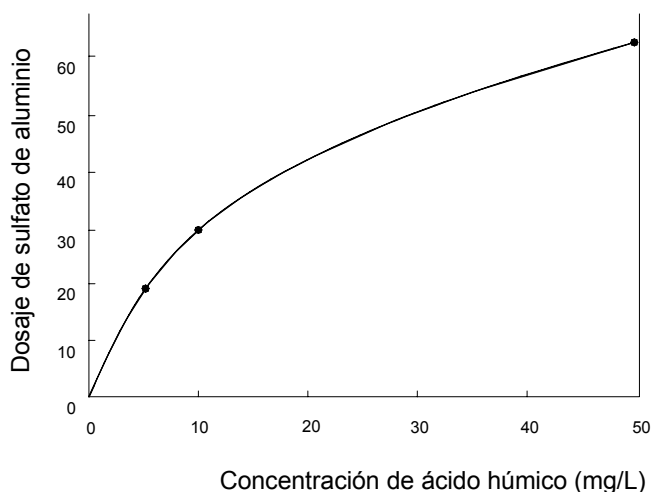
Esta es otra forma de estimar el tamaño de las partículas presentes en el agua cruda y es la recomendable cuando no se dispone de un contador de partículas. Como ejemplo, si después de un ensayo de filtración con diferentes papeles de filtro, resulta que el X% de las partículas tienen un tamaño promedio entre 8,4 y 20 a 25  $\mu\text{m}$ , el Y% entre 3,0 y 8,4  $\mu\text{m}$  y el Z% entre 1,2 y 3,0  $\mu\text{m}$ .

Una vez más se debe intentar relacionar la turbiedad con el tenor de SST de las muestras filtradas, lo cual proveerá informaciones importantes acerca del tamaño y cantidad de las partículas presentes en el agua cruda.

A pesar de ser preferible determinar el número y tamaño de las partículas en lugar de la turbiedad, muchos investigadores han utilizado este parámetro y la concentración de sólidos suspendidos totales para proyectos de Plantas de Filtración Directa Descendente. Para ello adoptan como valores límites 50 mg/l para la concentración de sólidos suspendidos totales y 25 UT para la turbiedad, considerando posible aplicar también el proceso cuando se tienen picos de turbiedad de hasta 100 UT en períodos de tiempo inferiores a 12 horas.

### 2.1.2. Materia Orgánica Natural

El color verdadero presente en las aguas proviene de materia orgánica natural debida principalmente a sustancias húmicas. La dosis de coagulante primario y el correspondiente pH de coagulación son altamente influenciados por la concentración de sustancias húmicas y cuanto mayor es la concentración de ellas, mayor es la dosis de coagulante requerido, lo cual puede impedir totalmente el uso de la Filtración Directa Descendente.



**Figura 3.** Dosis de sulfato de aluminio para remoción del 95% de ácido húmico por Filtración Directa Descendente (Graham, 1989)

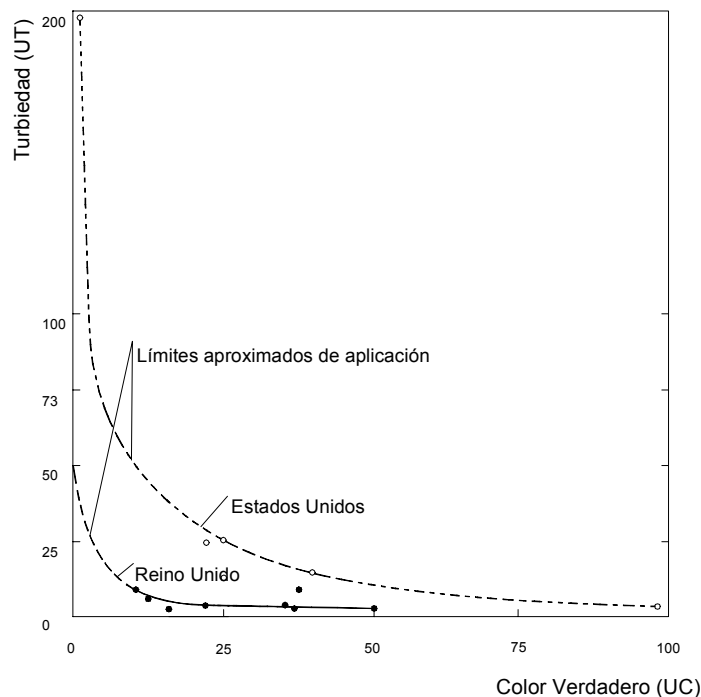
En la **Figura 3** se ilustra la relación entre la dosis de sulfato de aluminio y la concentración de ácido húmico para que la remoción por filtración directa sea superior al 95% (Graham, 1989).

El color verdadero ha sido el parámetro utilizado para medir indirectamente la materia orgánica natural del agua, siendo de 50 UC el límite de aplicación de la Filtración Directa Descendente.

Actualmente se proponen otros parámetros como son la concentración de carbono orgánico total (COT) (cuando existe materia orgánica particulada), carbono orgánico disuelto (COD) o por intermedio de absorción en la longitud de la onda de 254 nm de la radiación ultravioleta, cuya medida presenta una correlación satisfactoria con la concentración de COD, cuando existe principalmente materia orgánica natural en el agua.

Con el uso de oxidantes alternativos al cloro, tales como ozono, dióxido de cloro, peróxido de hidrógeno, ácido peroacético, etc. que no forman compuestos orgánicos halogenados (o sólo en pequeñas cantidades), la preoxidación de aguas coloreadas con esos compuestos químicos puede conducir a la disminución de la dosis de coagulante y por consiguiente favorecer el empleo de la Filtración Directa Descendente aún en el agua con color verdadero mayor a 50 UC.

Para el empleo de Filtración Directa Descendente, el tenor de carbono orgánico total ha sido limitado a 5 mg/l. En la **Figura 4** se observan las curvas que relacionan la turbiedad y el color verdadero del agua cruda y en ellas se indican los límites de esos parámetros para el uso de Filtración Directa Descendente en el Reino Unido y en los Estados Unidos (Graham, 1989).



**Figura 4.** Límites de turbiedad y color verdadero para aplicación de la Filtración Directa Descendente en el Reino Unido y Estados Unidos (Graham, 1989)

### 2.1.3. Alcalinidad y pH

La coagulación con sales de aluminio y de hierro para la filtración directa se debe realizar por el mecanismo de adsorción/neutralización de cargas cuya eficiencia depende fundamentalmente del pH resultante. Muchas veces, el agua cruda presenta bajos valores de turbiedad y de color verdadero, mientras su pH es superior a 7 y la alcalinidad relativamente alta (mayor que 30 mg CaCO<sub>3</sub>/L). Si el coagulante es sulfato de aluminio en la mayoría de los casos, el pH ideal de coagulación resulta entre 5,5 y 6,5, lo cual puede exigir dosis elevadas del coagulante impidiendo la aplicación de la Filtración Directa Descendente.

Una solución para esos casos puede ser el uso de ácido para consumir parcialmente los productos de la alcalinidad o el uso de otro coagulante, destacándose las sales de hierro (cloruro férrico, sulfato ferroso clorado, sulfato férrico, etc.), un polímero catiónico o cloruro de polialuminio. Por otro lado, dependiendo de la turbiedad, color verdadero, concentración de algas, etc., las aguas crudas con alcalinidad muy baja (menor que 5 mg CaCO<sub>3</sub>/L) requieren el uso de algún tipo de alcalinizante para ajustar el pH de la coagulación.

### 2.1.4. Algas

Dependiendo de la familia y del género de algas, la eficiencia del tratamiento por la Filtración Directa Descendente puede ser fuertemente influenciada, razón por la cual se recomienda calificar y cuantificar convenientemente esos organismos presentes en el agua cruda en diferentes épocas del año, ya que las condiciones climáticas influyen sustancialmente en los florecimientos algales.

En general las concentraciones de fósforo total y de nitrógeno total iguales a 50 µg/L y 500 µg/L respectivamente, se consideran limitantes del fenómeno de eutroficación. O sea que, valores superiores a los citados favorecen el desarrollo acentuado de algas principalmente en lagos (ver **Tabla 1**).

La concentración de clorofila a es el parámetro comúnmente utilizado para definir los niveles tróficos de un cuerpo de agua, principalmente en las regiones tropicales, aunque el número total de individuos, expresado en ind/l o la concentración de algas, expresada en UPA/ml (unidad de área/ml) sean los parámetros generalmente considerados en la evaluación de la posible influencia de las algas en el desempeño de sistemas de Filtración Directa Descendente.

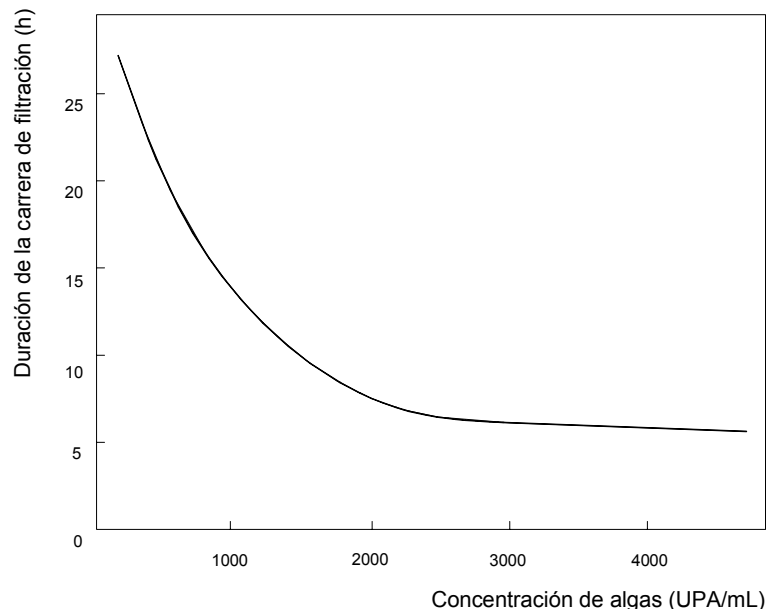
Nivel Trófico	Tenor de Clorofila a (µg/L)
Oligotrófico	0 – 4
Mesotrófico	4 – 10
Eutrófico	> 10

**Tabla 1.** Niveles tróficos de lagos en función del tenor de clorofila a (Palmer, 1959)

Las algas cuando están presentes en concentraciones del orden de 200 UPA/ml, alteran sustancialmente la variación de la pérdida de carga durante la carrera de filtración, aún cuando se tiene medio filtrante de doble capa (antracita y arena). En la **Figura 5** se representa la relación entre la duración de la carrera de filtración y la concentración de algas, cuyos datos fueron obtenidos por Hutchinson (1976) en una instalación de Filtración Directa Descendente.

En esta instalación la antracita utilizada en los filtros poseía un tamaño efectivo del orden de 1,0 mm, la velocidad de filtración era de aproximadamente 216 m/d, la dosis de sulfato de aluminio igual a 8 mg/l y la pérdida de carga final en el medio filtrante de 2,5 m.

El investigador constató que para la concentración de algas de cerca de 1.000 UPA/ml era necesario aumentar el tamaño efectivo de la antracita a 1,6 mm, con el fin de obtener carreras de filtración con una duración no menor a 12 horas y para concentraciones superiores a 5.000 UPA/ml, era necesario el empleo de un micro-tamizador como pretratamiento.



**Figura 5.** Influencia de la concentración de algas en la duración de la carrera de filtración (Hutchinson, 1976)

En general la construcción de lagos artificiales acarrea una significativa alteración de las características del agua, pudiendo con el tiempo no ser factible el empleo de Filtración Directa Descendente o poder modificar esa tecnología si los parámetros de proyecto y operación hubieran sido definidos a partir de la calidad del agua apenas terminada la construcción del lago.

Existen géneros de algas que surgen desde el inicio de la formación del lago y permanecen por muchos años. Algunos dejan de existir luego de algún tiempo y otros pasan a ser observados solamente luego de determinada época. Es importante conocer el género y si es posible, las especies de algas predominantes, pues dependiendo de su

forma, tamaño y movilidad, no pueden removerse durante la filtración. Por otro lado, las algas filamentosas producen obstrucción rápida del medio filtrante.

#### **2.1.5. Coliformes**

La calidad bacteriológica de las aguas naturales es evaluada normalmente por medio del NMP – número más probable o de UFC – unidad formadora de colonias de coliformes totales y fecales. Cleasby (1989) recomienda un valor máximo del NMP de coliformes totales igual a 2.500/100 ml para el empleo de la tecnología de Filtración Directa Descendente, aunque se sabe que en el inicio de la carrera de filtración existe producción de agua filtrada con calidad física y microbiológica no satisfactoria. Esto puede comprometer la eficiencia de la desinfección y exigir el desecho del agua filtrada durante algún tiempo después que un filtro recién lavado inicie su funcionamiento. Cleasby y otros (1984) al comparar el uso del sulfato de aluminio y de un polímero sintético catiónico, observaron que la eficiencia de remoción de coliformes era mayor con el primer coagulante, pero tal resultado no puede ser generalizado.

#### **2.1.6. Hierro y Manganeseo**

Es importante que la medición de hierro y manganeso en el agua cruda sea realizada con la muestra digerida, pues tales metales pueden estar conjuntamente con la materia orgánica. En consecuencia se debe establecer la necesidad del uso de algún oxidante para la posterior formación de los precipitados de esos metales, los cuales se pueden remover efectivamente en la filtración.

En general la remoción de los precipitados sucede, principalmente, en el tope del medio filtrante (cerca de 20 cm), contribuyendo a un crecimiento acentuado de la pérdida de carga además de la posibilidad de existencia de rotura del manto y la consecuente ocurrencia del incremento brusco de la calidad del efluente filtrado. La concentración máxima de hierro total recomendada es de 10 mg/l y el de manganeso de 2 mg/l.

#### **2.1.7. Límites Máximos Recomendados**

En la **Tabla 2** se presentan los límites máximos y la frecuencia de existencia de algunas características del agua cruda para el empleo de la Filtración Directa Descendente.

Existen autores que consideran el valor límite eventual de turbiedad igual a 200 UT (pico de pequeña duración), admisible cuando el color verdadero es inferior a 10 UC, en tanto que otros recomiendan el valor límite eventual de color verdadero de 100 UC cuando la turbiedad sea inferior a 5 UT.

Parámetro	Valor Límite
Turbiedad (UT) (*)	95 % del tiempo < 25 100 % del tiempo < 100
Color Verdadero (UC) (*)	95 % del tiempo < 25 100 % del tiempo < 50
Carbono Orgánico Total (mg/l)	100 % del tiempo < 5
Sólidos Suspendidos Totales (mg/l)	95 % del tiempo < 50 100 % del tiempo < 150
Concentración de Algas (UPA/ml)	90 % del tiempo < 500 100 % del tiempo < 1000
Coliformes Fecales (NMP/100 ml)	95 % del tiempo < 100 100 % del tiempo < 500
Coliformes Totales (NMP/100 ml)	95 % del tiempo < 500 100 % del tiempo < 2 500
Hierro Total (mg/l)	95 % del tiempo < 5,0 100 % del tiempo < 10,0
Manganeso Total (mg/l)	95 % del tiempo < 1,0 100 % del tiempo < 2,0

\* Considerar el hecho de que los valores límites de turbiedad y de color verdadero recomendados en la **Tabla 2** no existen simultáneamente.

**Tabla 2.** Límites de los parámetros de calidad del agua cruda para el empleo de la Filtración Directa Descendente

## 2.2. PRETRATAMIENTO

### 2.2.1. Coagulación y Productos Químicos

El tipo y dosis de coagulante primario y de los ayudantes de coagulación están íntimamente relacionados a la calidad del agua cruda. Además de los parámetros de calidad indicados en la **Tabla 2**, también hay que considerar, la temperatura del agua, ya que ésta influye considerablemente en la eficiencia de la coagulación y posterior floculación y filtración. La coagulación con sales de aluminio o de hierro se debe realizar por el mecanismo de adsorción y neutralización de cargas.

Los coagulantes comúnmente encontrados son los siguientes: sulfato de aluminio, sulfato férrico, sulfato ferroso clorado, cloruro férrico, cloruro de polialuminio y polímeros sintéticos catiónicos. La combinación de sales de hierro o aluminio con polímeros también se considera en la coagulación del agua para la Filtración Directa Descendente. Existen en el mercado los almidones derivados (catiónicos) aunque su eficiencia como coagulante primario en la Filtración Directa Descendente no está debidamente comprobada. A continuación se presentan algunas características del uso de esos productos químicos como coagulantes.

#### **Sulfato de Aluminio**

El sulfato de aluminio para análisis posee la siguiente fórmula química,  $Al_2(SO_4)_3 \times n H_2O$ , siendo  $n = 14,3$  o  $18$ . El producto comercial se puede adquirir en forma sólida (polvo, granulado o piedras) o líquida con concentración del 48 al 51% (en peso) y generalmente presenta la siguiente fórmula química:  $Al_2(SO_4)_3 \times 14 H_2O$ . En la forma sólida, el tenor de

$Al_2O_3$  varía del 15 a 17% (en peso) en tanto, en la líquida, el tenor de  $Al_2O_3$  es del orden de 7,5 a 8,5 % (en masa). La masa específica varía de acuerdo con el porcentaje de  $Al_2O_3$  presente en el producto líquido comercial, como se muestra en la **Tabla 3**.

Cuando se emplea sulfato de aluminio como coagulante primario se tiene:

- 1). La dosis óptima es menos sensible que el polímero catiónico con respecto a los cambios en la calidad del agua cruda.
- 2). La dosis típica es inferior a 10 mg/l, aunque eventualmente se pueden utilizar dosis de hasta 20 mg/l.
- 3). El pH de coagulación está generalmente comprendido entre 5,5 y 6,5 cuando la coagulación se realiza por el mecanismo de adsorción y neutralización de cargas.

Grado Bé (t = 15 °C)	Masa Específica (Kg/l)	Sulfato de Aluminio en el Producto (% masa)	$Al_2O_3$ (% en masa)	Sulfato de Aluminio con 17% de $Al_2O_3$ (g/l)
33,6	1,3016	44,81	7,62	582,42
33,7	1,3028	44,92	7,64	582,42
33,8	1,3040	45,10	7,67	587,21
33,9	1,3051	45,22	7,69	589,61
34,0	1,3063	45,39	7,72	592,00
34,1	1,3075	45,57	7,75	595,60
34,2	1,3087	45,75	7,78	598,00
34,3	1,3098	45,86	7,80	600,39
34,4	1,3110	46,04	7,83	602,79
34,5	1,3122	46,22	7,86	606,39
34,6	1,3134	46,33	7,88	607,59
34,7	1,3146	46,51	7,91	611,18
34,8	1,3158	46,69	7,94	613,58
34,9	1,3170	46,80	7,96	615,98
35,0	1,3182	46,98	7,99	618,37
35,1	1,3194	47,17	8,02	621,97
35,2	1,3206	47,28	8,04	624,37
35,3	1,3218	47,45	8,07	626,76
35,4	1,3230	47,63	8,10	629,16
35,5	1,3242	47,75	8,12	631,56
35,6	1,3254	47,92	8,15	635,49
35,7	1,3266	48,10	8,18	637,55
35,8	1,3278	48,22	8,20	639,94
35,9	1,3290	48,39	8,23	642,34
36,0	1,3303	48,57	8,26	645,93

**Tabla 3.** Concentración de  $Al_2O_3$  en función de la masa específica del sulfato de aluminio líquido comercial (25°C)

### **Cloruro Férrico para análisis comercial**

El cloruro férrico para análisis posee la fórmula química  $FeCl_3 \times 6 H_2O$ , y se adquiere en forma sólida (polvo). El cloruro férrico comercial posee la misma fórmula química y se adquiere en forma líquida, con concentración del 38 al 40 %, y su masa específica en una solución a 20°C varía de 1,40 a 1,42 Kg/l.

### **Sulfato Ferroso Clorado comercial**

El producto comercial se adquiere en forma líquida y presenta las siguientes características: concentración de 38 a 40% (en peso); masa específica de 1,45 a 1,50 Kg/L; tenor mínimo de  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  (como Fe) de 18%; fórmula química:  $\text{FeCl}_3 \cdot \text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ .

### **Sulfato Férrico para análisis comercial**

El sulfato férrico para análisis posee la fórmula química  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 \times 9 \text{H}_2\text{O}$  y es adquirido en forma sólida (polvo). El producto comercial se puede conseguir en forma sólida (granulada) o líquida. El sulfato férrico comercial granulado posee las siguientes características:  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ , de 68 y 72% (expresado en peso),  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  de 28 a 32% (en relación de masas); masa específica aparente de 1,3 Kg/l, 100% del tamaño de los granos menor que 7 mm. El producto comercial en forma líquida posee las siguientes características:  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$  de 42% (peso),  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  de 17% (peso); masa específica de 1,53 a 1,60 Kg/l. En función de la masa específica de la solución del producto comercial se obtiene la concentración de  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$  conforme se observa en la **Tabla 4**.

Masa Específica de la Solución (Kg/l)	$\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ (g/l)
1,535	620
1,540	627
1,545	632
1,550	638
1,554	642
1,560	648
1,565	653
1,570	658
1,575	663
1,580	668
1,585	673
1,590	678
1,595	683
1,601	689

**Tabla 4.** Concentración de  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$  en la solución a 25 °C

### **Cloruro de Polialuminio**

El cloruro de polialuminio se puede adquirir en forma sólida (polvo) o líquida. La fórmula química se representa por  $\text{Al}_n(\text{OH})_m\text{Cl}_{3n-m}$ , con m y n entre 2 y 3,5. Cuando está en estado sólido representa: 27 a 28% (peso) de  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ; masa específica aparente de aproximadamente 0,9 Kg/l; 14 a 15% de Al (peso). En la forma líquida presenta solución con masa específica a 20 °C de 1,3 a 1,5 Kg/l, 14,2% (peso) de  $\text{Al}_2\text{O}_3$  y 7,5 % de Al.

### **Polímeros Sintéticos**

Los polímeros no iónicos y aniónicos se utilizan como auxiliares de floculación o filtración y los catiónicos también pueden utilizarse como coagulante primario o como auxiliar de coagulación. En determinadas circunstancias el empleo de un polímero catiónico puede ser más apropiado que una sal de aluminio o de hierro, sin embargo, el lavado del medio

filtrante debe ser eficiente para evitar la formación de bolas de barro, aunque el problema en los medios filtrantes puede ocurrir con o sin uso de polímeros en el agua afluente a los filtros.

La elección del tipo de polímero catiónico como coagulante primario depende de su masa molecular, densidad de carga, dosis requerida, condiciones de mezcla y del tamaño predominante de las partículas presentes en el agua. Cuando se utiliza un polímero catiónico como coagulante primario o auxiliar de coagulación se debe considerar que:

- El tamaño y la resistencia de los flóculos se puede controlar por la selección apropiada de su masa molecular.
- Existe una relación fuerte entre la carga del polímero y la dosis óptima.
- El pH y la alcalinidad prácticamente no influyen en la dosis óptima.
- Su uso puede ser viable para aguas coloreadas con tenor de COT menor que 5 mg/l. Se han obtenido buenos resultados combinando el polímero catiónico (coagulante primario) con una sal de aluminio o de hierro (auxiliar de coagulación).
- La velocidad de crecimiento de la pérdida de carga en el medio filtrante es menor cuando se la compara a la resultante con una sal de aluminio o de hierro.
- El período inicial de mejora de la calidad del agua filtrada es más largo que el observado con una sal de aluminio o de hierro.
- En general, no existe rotura del manto durante la filtración.
- El volumen de barro (luego de la clarificación del agua de lavado) es menor que el observado con una sal de aluminio o de hierro.

### **Polímeros Naturales**

Los almidones de mandioca y papa han sido los más eficientes cuando se los utiliza como auxiliares de la floculación y de la filtración. Recientemente los almidones modificados o catiónicos de maíz y mandioca, principalmente pasaron a ser estudiados como auxiliares de la coagulación y floculación. No se tienen noticias hasta el presente sobre el uso de polímeros modificados como ayudantes de coagulación en plantas de Filtración Directa Descendente. Como ayudantes de floculación para posterior sedimentación fueron hechas algunas investigaciones. En comparación con el almidón de mandioca no modificado, se comprobó que la dosis requerida era inferior como auxiliar de floculación a la requerida con el almidón de mandioca catiónico para producir agua decantada de la misma calidad.

La preparación de la solución de almidón puede realizarse en caliente o en frío y la concentración de la solución debe ser inferior al 0,5%. A continuación se dan indicaciones acerca de la preparación de la solución de almidón natural o modificado más común en la práctica, la cual es posteriormente diluida antes de su aplicación en el agua.

- *Preparación de la solución en caliente:* se mezcla una cierta cantidad de almidón en un tanque conteniendo agua, resultando una solución de color blanco. Seguidamente el contenido del tanque se calienta manteniendo la agitación continua hasta que el color blanco sea sustituido por una solución de aspecto vítreo; el contacto con la solución revelará que la misma se tornó de viscosidad mayor, indicando que el almidón se gelatinizó.

- *Preparación de la solución en frío:* se mezcla una cierta cantidad de almidón en un tanque conteniendo agua, resultando una solución de color blanco. Seguidamente se adiciona el hidróxido de sodio (líquido o en escamas) en el tanque agitándose el contenido continuamente hasta que el color blanco sea sustituido por una solución de aspecto vítreo; el contacto con la solución revelará que la misma se volvió de viscosidad mayor indicando que el almidón se gelatinizó. En general la solución con aspecto vítreo se obtiene con una relación de almidón/hidróxido de sodio entre 2 y 5.

### **Uso Combinado de Productos Químicos**

Se ha observado que el uso de una sal de aluminio o de hierro conjuntamente con un polímero catiónico, contribuye a eliminar las desventajas que puede tenerse cuando se emplea cada uno de ellos en forma separada en la mayoría de las aguas cuando es necesaria la coagulación por adsorción y neutralización de carga. La secuencia de la adición del coagulante primario, del auxiliar y el tiempo transcurrido entre las mismas, dependen de la calidad del agua cruda y del tipo de productos químicos empleados. Las principales ventajas del uso combinado de sulfato de aluminio y polímero catiónico son:

- Disminución de las dosis de los dos productos químicos respecto a cuando se utilizan separadamente.
- Eliminación de la existencia eventual de la rotura del manto.
- Reducción de las desventajas de los dos productos químicos cuando son utilizados separadamente.
- Puede reducir el volumen de lodos producidos.

Es evidente que el coagulante primario o el auxiliar puede ser una sal de aluminio o de hierro, o un polímero catiónico. Cuando una sal de hierro o de aluminio fuese el coagulante primario, el auxiliar podrá ser un polímero no iónico o aniónico.

### **Determinación de la Dosis de Productos Químicos**

Dentro de los principales métodos para estimar la dosis óptima de productos químicos en la Filtración Directa Descendente, se destaca:

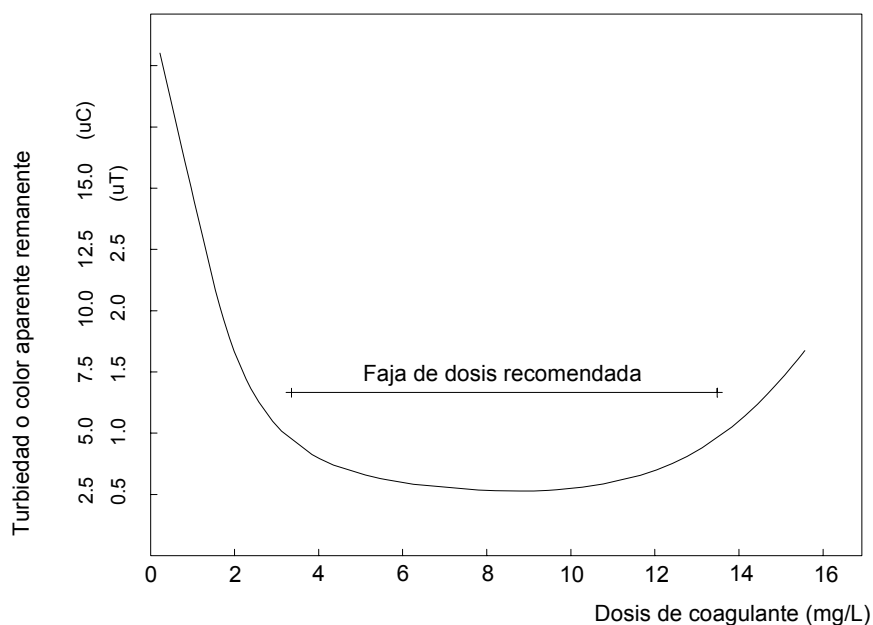
- *Filtración en Papel de Filtro:* para el agua cruda con color verdadero y/o turbiedad inferiores a 50 UC y 30 UT respectivamente, la filtración de agua coagulada en papel de filtro Whatman 40 ha provisto una estimación razonable de la dosis de una sal de aluminio o de hierro para obtener la turbiedad menor que 1 UT o color verdadero menor que 5 UC, mientras que la dosis del coagulante resulte inferior a 20 mg/l. El procedimiento utilizado es el siguiente:
  - Se utilizan los seis recipientes del equipo de Jar Test, los cuales se llenan (de forma aleatoria) con agua de estudio.
  - Se utilizan diferentes dosis del coagulante comprendidas entre 0 y 20 mg/l.
  - La mezcla del coagulante en las jarras se efectúa por un tiempo de 10 a 20 segundos, con gradiente de velocidad del orden de  $1000\text{ s}^{-1}$ .
  - Se disponen 6 frascos (por ejemplo, tipo erlenmeier) conteniendo embudos apoyados en los mismos (conteniendo papel de filtro doblado y convenientemente apoyado en cada embudo).

- Se filtra un volumen de agua necesario para la lectura de la turbiedad, color aparente y pH.

Observación: es posible que en algunos casos sea necesario el uso de alcalinizante o acidificante para el ajuste del pH de coagulación.

En general, resulta un gráfico semejante al presentado en la **Figura 6**.

Existe una dosis mínima de coagulante a partir de la cual se obtiene la turbiedad menor que 1 UT o color aparente menor que 5 UH, valores generalmente considerados satisfactorios. A partir de ese valor mínimo se tiene una faja de dosis para la cual los resultados son satisfactorios hasta alcanzar un valor máximo, a partir del cual comienza a aumentar tanto la turbiedad como el color aparente del agua filtrada, caracterizando el fenómeno de la reversión de carga. La dosis elegida recaerá en la faja mencionada.

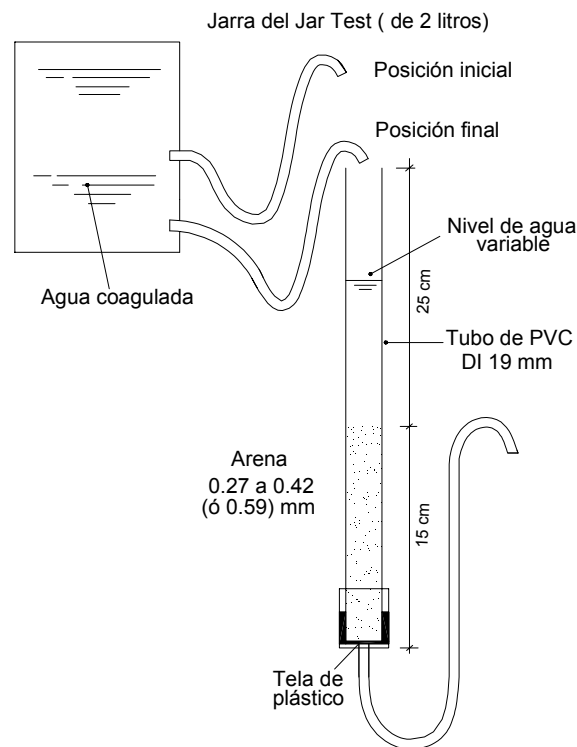


**Figura 6.** Curva típica de turbiedad o color aparente remanente obtenida en el ensayo de filtración en papel de filtro

- **Filtración en Filtro de Laboratorio:** se puede construir una batería de 6 filtros la cual se acopla junto al Jar Test, en posición para que las salidas de las jarras descarguen exactamente en el interior de cada filtro. Las características principales de tales filtros son mostradas en la **Figura 7**. Para cada jarra se utiliza una dosis diferente de coagulante como en el caso de filtración en papel de filtro.

El punto de alimentación del filtro debe estar localizado en una posición de la jarra que permita retirar cerca de 1 litro de agua. El caudal de filtración debe ser del orden de 20 ml/min, correspondiendo a una velocidad de filtración de aproximadamente 100 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.d.

En esas condiciones, con el contenido de la jarra hasta la parte superior, el tiempo de filtración resulta de 50 min, suficiente para que se tengan resultados que permitan decidir la dosis apropiada.



**Figura 7.** Características principales del filtro de laboratorio

- **Filtración en Filtro Piloto:** el uso de una batería de tres o cuatro filtros pilotos permite estudiar simultáneamente varios parámetros que influyen en la eficiencia de la tecnología de la Filtración Directa Descendente para que se obtengan parámetros de proyecto y operación. Un filtro piloto conteniendo el mismo medio filtrante y operado en las mismas condiciones que en una Planta de Potabilización, se puede utilizar para que la dosis de productos químicos sea determinada cuando hay variaciones de la calidad del afluente y también, para que sea decidida la filtración con agua coagulada o con agua floculada. Evidentemente esa Planta de Potabilización deberá poseer unidades de mezcla rápida y de floculación mecanizada para que se efectúen los ajustes de los gradientes de velocidad.

La utilización de un filtro piloto puede permitir que se determine también la dosis de un polímero catiónico utilizado como coagulante primario, monitoreando la calidad del efluente y observando la penetración de impurezas, utilizando piezómetros localizados a cada 10 cm en el espesor del medio filtrante. Se puede adoptar la siguiente metodología, recomendada solamente para el caso del uso de polímero catiónico como coagulante primario:

- Determinar una dosis considerada satisfactoria, utilizando el filtro de laboratorio.
- Aplicar esa dosis en el filtro piloto durante 4 a 8 horas.
- Suspender temporariamente la aplicación del polímero.

- Monitorear la calidad del agua filtrada en ese período de parada de aplicación del coagulante, recolectándose muestras de agua en la interface antracita-arena (filtros de doble capa) o cerca de 50 cm de profundidad, a partir del tope en filtros de un único material (antracita o arena).
- Si la dosis inicialmente adoptada hubiese sido elevada, se observa una mejora de la calidad (medida por medio de la turbiedad o del color aparente) por un período de 5 a 10 min, la cual empeorará enseguida.
- Si la dosis adoptada fuese pequeña la calidad del agua muestreada empeorará rápidamente.

En la determinación de la dosis óptima de los productos químicos (coagulante primario y auxiliar de coagulación, floculación o filtración), la metodología descrita anteriormente no debe utilizarse pues hay una gran interferencia de las especies hidrolizadas del metal (aluminio o hierro) que retardan el efecto mencionado. El monitoreo de la calidad del agua filtrada y el avance del frente de impurezas puede proveer informaciones importantísimas sobre la dosis del auxiliar. Si la penetración de impurezas sucede solamente en las primeras subcapas del medio filtrante (cerca de 10 cm) y si éste fuese de granulometría apropiada, es posible que sea elevada la dosis del auxiliar si la calidad del agua filtrada fuese satisfactoria.

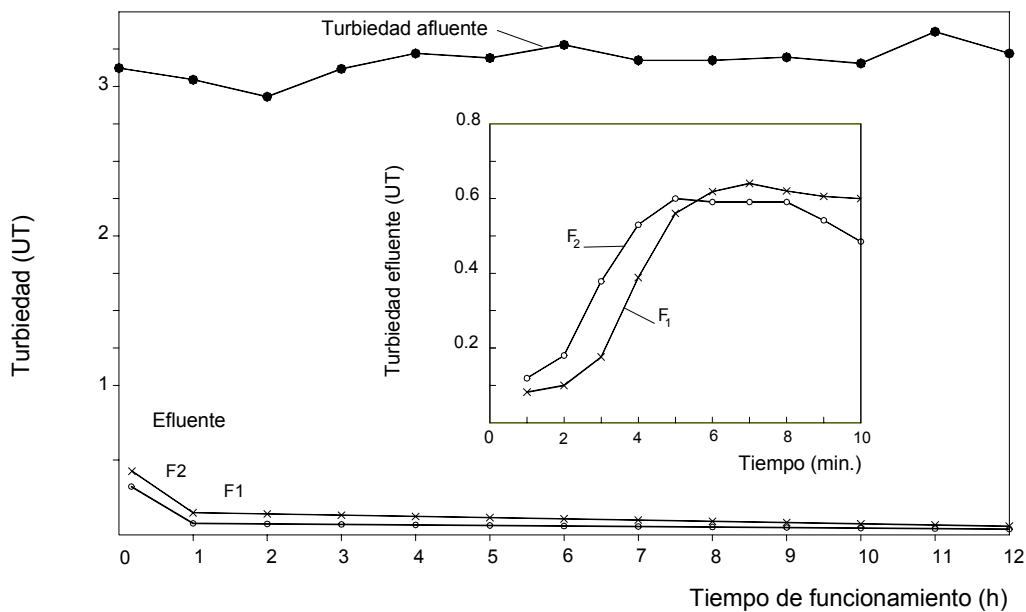
Por otro lado, si hubiese penetración profunda de las impurezas en el medio filtrante, con una pequeña velocidad de crecimiento de pérdida de carga, puede existir la posibilidad de rotura del manto, indicando que la dosis del auxiliar es pequeña, especialmente cuando éste fuese un polímero orgánico. En cualquiera de las situaciones descritas será posible efectuar las correcciones necesarias.

El uso de un filtro piloto es útil para reducir el período inicial durante el cual se aprecia un deterioro en la calidad del agua filtrada. Luego del lavado del medio filtrante, parte del agua utilizada en esa operación permanece en el interior del mismo y en el sistema de drenaje, cañerías, etc. Cuando se inicia la carrera de filtración, esa agua sale en primer lugar y en seguida se observa un deterioro del efluente (debido al lavado imperfecto, a una mezcla del afluente con el agua remanente que permanece en el interior del filtro, causando aumento en la concentración de las partículas, etc.).

El período inicial de deterioro de la calidad del agua filtrada es más prolongado en el caso de la filtración de agua con temperaturas menores a 10°C. En la **Figura 8** se muestran los datos de la turbiedad del agua cruda y de los efluentes de dos filtros pilotos en paralelo, uno con medio filtrante de antracita y arena y otro con arena prácticamente uniforme.

Los parámetros operativos son: velocidad de filtración de 400 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>. d, pérdida de carga de 2 m, coagulación en el mecanismo de neutralización de cargas (dosis de sulfato de aluminio de 4mg/l), mezcla rápida realizada en un vertedero triangular, solución del polímero mezclada con agua coagulada en la primera cámara de la batería de floculación compuesta por tres cámaras en serie (dosis del polímero sintético no iónico de 0,05 mg/l), gradiente de velocidad y tiempo medio de mezcla en la floculación respectivamente de 50 s<sup>-1</sup> y 675 s.

En la **Figura 8** se observa que existe un período inicial de mejoramiento de la calidad del agua filtrada conforme lo mencionado anteriormente.



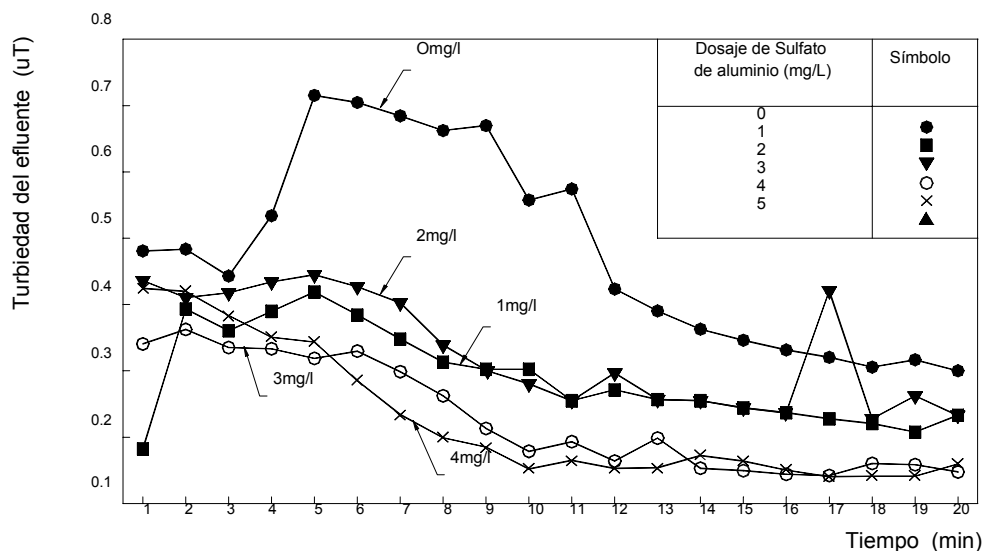
**Figura 8.** Variación de la turbiedad del afluente y de los efluentes de filtros pilotos (Di Bernardo, 1993)

La existencia del período inicial de mejoramiento de la calidad del agua filtrada puede comprometer seriamente la calidad del efluente global, pues además de ser elevados la turbiedad y el color aparente, la calidad microbiológica puede ser no satisfactoria y comprometer la eficiencia de la desinfección. Algunas alternativas han sido propuestas en las siguientes situaciones:

- 1). Descartar el efluente del filtro recién lavado que entró en operación y monitorear su calidad hasta que ésta deje de ser comprometedora.
- 2). Introducir en el agua utilizada para lavado, cerca de 2 a 3 min antes del final de esa operación, un polímero catiónico o coagulante (sulfato de aluminio o cloruro férrico).

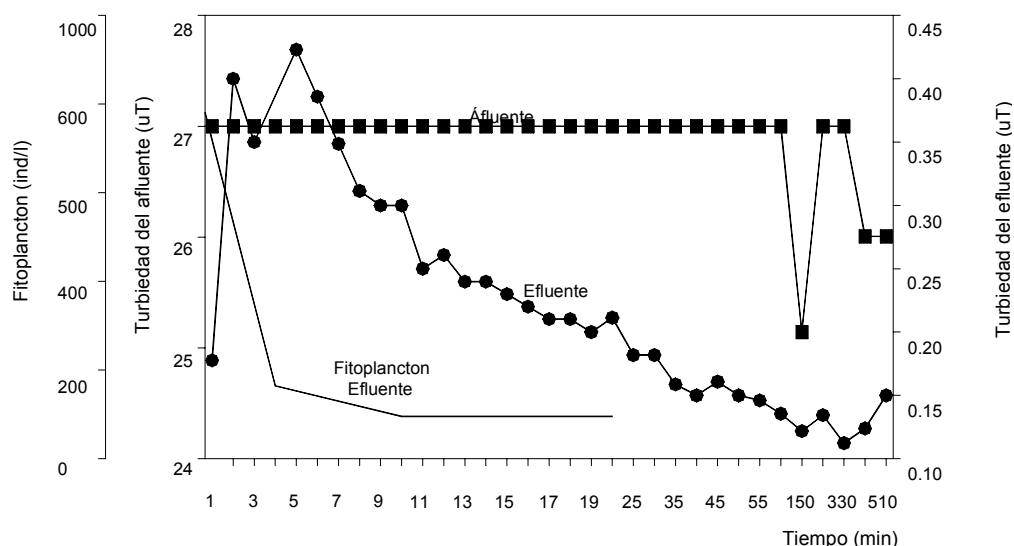
Considerando la velocidad máxima de filtración en una instalación piloto de Filtración Directa Descendente con velocidad declinante igual a  $600 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ , se utilizaron dosis de sulfato de aluminio iguales a 1, 2, 3, 4 y 5 mg/l en el agua para lavado, durante los últimos tres minutos de la operación y recolección de muestras del agua cruda y de los efluentes de los filtros en los tiempos de 5, 10 y 20 min para conteo del número de algas en los efluentes. La turbiedad de los efluentes se midió continuamente por medio de turbidímetros de escurrimiento continuo. También se observa que existen datos para el caso de haber sido utilizado sulfato de aluminio en el agua para lavado del filtro.

En la **Figura 9** se muestra la variación de la turbiedad del efluente de un filtro conteniendo arena prácticamente uniforme (tamaño efectivo = 1,16 mm, coeficiente de uniformidad = 1,20, espesor de la capa = 1,2 m) en función del tiempo de funcionamiento, en el inicio de la carrera de filtración. Es evidente la reducción del pico de turbiedad inicial y la disminución del tiempo de mejora de la calidad del agua filtrada cuando se aplicó sulfato de aluminio en el agua para el lavado.

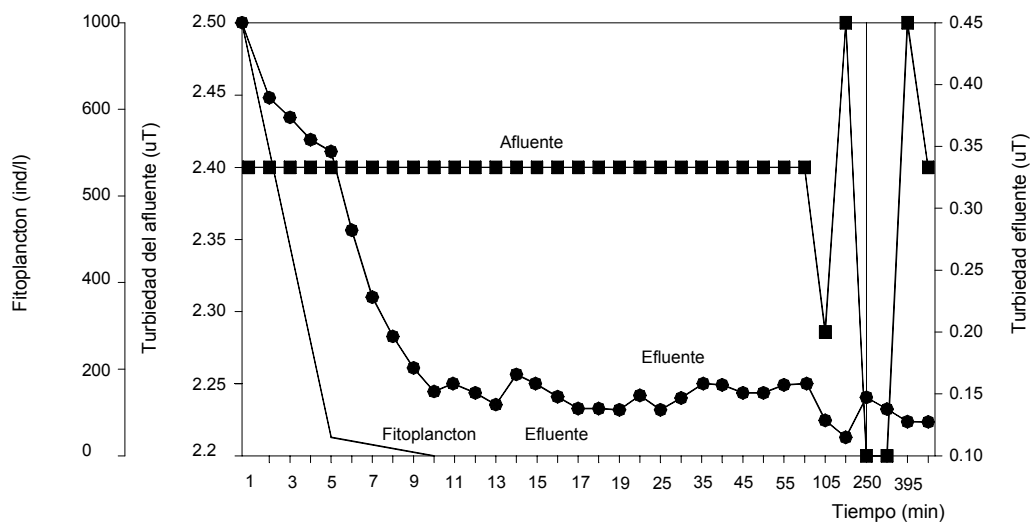


**Figura 9.** Variación de la turbiedad del efluente en el inicio de la carrera de filtración para varias dosis de sulfato de aluminio aplicadas en el agua para lavado (Di Bernardo, 1993)

En la **Figura 10** y la **Figura 11** se muestran las variaciones de turbiedad del afluente (agua coagulada) y del número de algas de los efluentes del filtro, para la velocidad de filtración de  $600 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$  (prevista en el filtro limpio de la batería de la planta). La **Figura 10** corresponde a la condición sin aplicación de sulfato de aluminio en el agua para lavado, mientras en la **Figura 11** se refiere al caso de la aplicación de  $4 \text{ mg/l}$  de sulfato de aluminio. Se nota en la **Figura 10** que el número de algas resultó relativamente alto luego de 20 min de funcionamiento. En cuanto a la **Figura 11**, luego de 10 min, no se detectó la presencia de esos organismos.



**Figura 10.** Turbiedad del afluente y del efluente del filtro y concentración del fitoplancton en el efluente sin adición de sulfato de aluminio en el agua para lavado (Di Bernardo, 1993)



**Figura 11.** Turbiedad del afluente y del efluente del filtro y concentración del fitoplancton en el efluente con adición de 4 mg/l sulfato de aluminio en el agua para el lavado (Di Bernardo, 1993)

### 2.2.2. Mezcla Rápida

Existe un tamaño de microescala de turbulencia asociado al gradiente de velocidad ( $G$ ) en la mezcla rápida, que conduce a mayor eficiencia de la coagulación en el mecanismo de adsorción y neutralización de carga.

Amirtharajah (1987) realizó experimentos en filtro piloto con agua preparada en laboratorio, coagulada con sulfato de aluminio y variando el gradiente de velocidad en la mezcla rápida, lo cual se asoció al tamaño de la microescala de turbulencia.

El autor observó que había dos fajas de gradiente de velocidad eficientes, una con valores de  $G$  relativamente altos, mayores de  $3000-3500 \text{ s}^{-1}$  otra con valores comprendidos entre  $500$  y  $1.200 \text{ s}^{-1}$ . Esta última es la faja recomendada en los establecimientos de potabilización, pues para valores más altos existe necesidad del uso de equipamientos especiales. El tiempo de agitación parece no influir decisivamente en la eficiencia de la mezcla rápida mecanizada siendo generalmente, inferior a  $60 \text{ s}$ .

### 2.2.3. Floculación

Existe una gran controversia en la literatura acerca de si la floculación debe o no realizarse antes de la filtración. Existen investigadores como Culp (1977) que afirman que el agua cruda debe ser coagulada y sometida a la filtración en un medio filtrante con un manto de mayor espesor. Otros como Hutchinson (1976), Monscivitz y otros (1978), Treweek (1979) y Di Bernardo (1993) opinan que luego de la mezcla rápida, dependiendo del tamaño predominante de las partículas, los tiempos de agitación adicionales pueden ser beneficiosos para la filtración (ver **Tabla 5**).

Es sabido que existe una relación entre el tamaño de partículas y su concentración en el agua cruda y la eficiencia de la filtración, existiendo necesidad de floculación en algunas

situaciones. Además de las características de las partículas en el agua cruda, se deben considerar otras variables tales como el medio filtrante, la velocidad de filtración, la carga hidráulica disponible, etc., antes de afirmarse que es o no necesaria la floculación. Solamente realizando una investigación experimental se puede optimizar el desempeño de la tecnología.

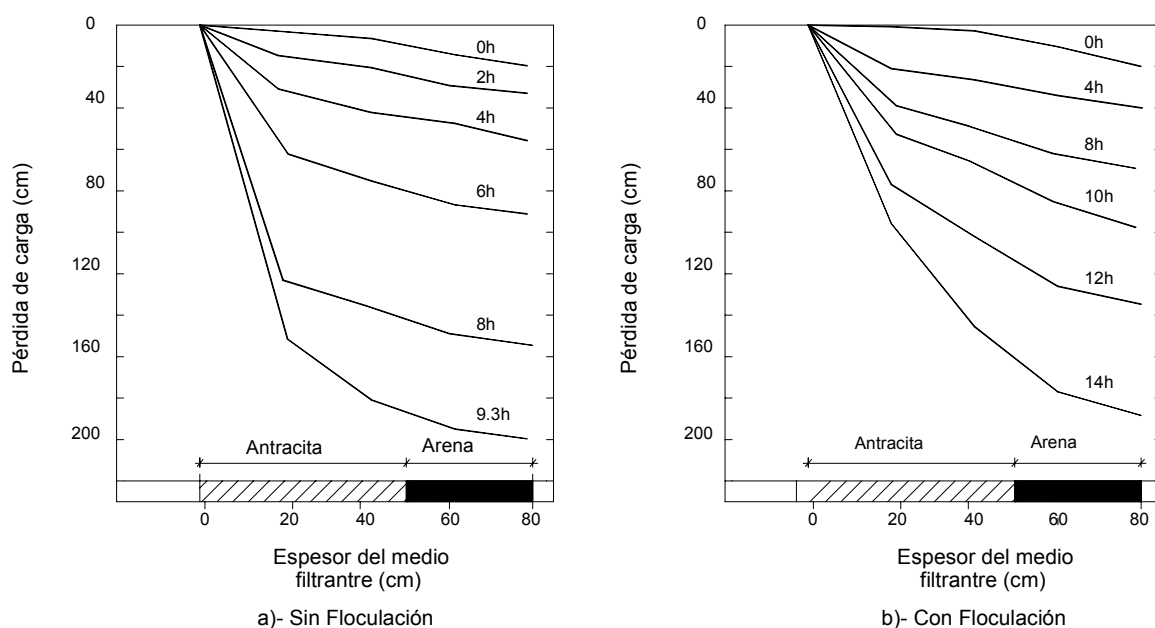
Las diferencias observadas en los valores del tiempo medio de floculación y en los gradientes de velocidad (ver **Tabla 5**) se deben principalmente, a la calidad del agua cruda utilizada por los investigadores y a las características del medio filtrante. Aunque se realice una investigación experimental para la optimización de la tecnología, se puede afirmar que, generalmente el tiempo de floculación varía de 5 a 20 min y el gradiente de velocidad está comprendido entre 50 y 150  $s^{-1}$ .

Investigadores	Tiempo de Floculación (min)	Gradiente de Velocidad ( $s^{-1}$ )	Observaciones
Hutchinson (1976)	4 – 25	20 – 300	Mejores resultados obtenidos con $G_f = 80s^{-1}$ y $t_f = 20$ min.
Monscivitz et al (1978)	30	14 – 28	Mayor penetración de impurezas cuando se realizó la floculación.
Treweek (1979)	0 – 45	100	$t_f > 7$ min para producir flóculos con tamaño apropiado para la filtración.
Tate et al. (1980)	15	100	Investigación realizada con agua de color elevado.
McCormick et al (1982)	10 – 38	20 - 60	$t_f$ menor o igual a 10 min para cualquier valor de $G_f$
Edzwald et al (1987)	5 – 30	20 - 70	No hubo beneficio para la filtración de agua con valores bajos de turbiedad y color, por lo tanto, la velocidad de crecimiento de pérdida de carga en el medio filtrante fue menor con la realización de la floculación.
Di Bernardo (1993)	4 – 12	20 - 100	Los mejores resultados se obtuvieron con $G_f$ mayor o igual a 50 $s^{-1}$ y $t_f$ de 4 a 8 min

**Tabla 5.** Parámetros de floculación en la Filtración Directa Descendente

Para tener una idea de los beneficios de la floculación se presentan en la Figura 12 los resultados de la investigación realizada por Edzwald y otros (1987), en la cual se observa la variación de la pérdida de carga a lo largo del medio filtrante de la doble capa para diferentes tiempos de operación, en antracita (tamaño efectivo = 1,1 mm) y arena (tamaño efectivo de 0,5 mm), de un filtro piloto funcionando con velocidad de filtración igual a 270  $m^3/m^2.día$ . La floculación se realizó con  $G = 22 s^{-1}$  y con tiempo medio de agitación de 20 min.

Cuando se utilizó la floculación existió reducción del número y de la superficie específica de las partículas, resultando una menor retención en la superficie del medio filtrante y una penetración más profunda en su interior, principalmente en el inicio de la carrera de filtración. Consecuentemente la duración de la carrera de filtración resultó ser más prolongada.



**Figura 12.** Influencia de la floculación en el desarrollo de la pérdida de carga en el medio filtrante constituido por antracita y arena (Edzwald y otros, 1987)

## 2.3. MEDIO FILTRANTE

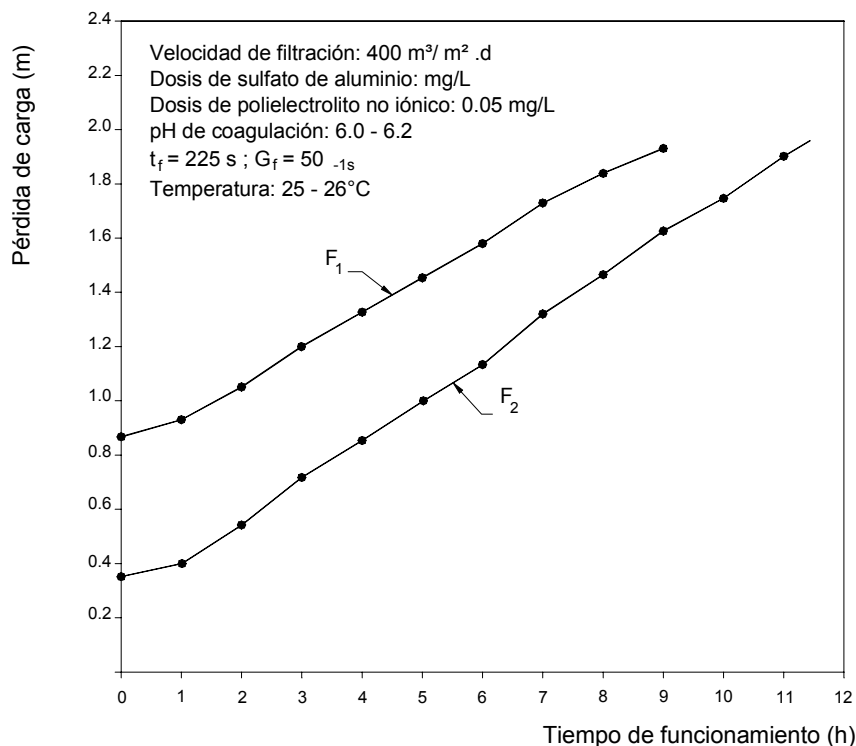
El desempeño de la filtración depende del tipo y dosis de coagulante, del uso de un auxiliar de coagulación, floculación o filtración, de la existencia de la floculación, de la velocidad de filtración y evidentemente de la calidad del agua cruda. La mayoría de las instalaciones de Filtración Directa Descendente poseen un medio filtrante constituido de antracita y arena o de antracita, arena y piedra fina, aunque la antracita sola se emplea en una de las mayores instalaciones del mundo, situada en Los Angeles – EUA, con caudal tratado comprendido entre 18 y 27 m<sup>3</sup>/s.

El empleo de la capa de arena prácticamente uniforme, de mayor espesor y con granos mayores resulta más apropiada en algunas situaciones, que el medio filtrante de antracita y arena. En la **Tabla 6** se presentan las características principales de los medios filtrantes utilizados en la Filtración Directa Descendente.

Característica	Dos o Tres Capas			Arena Prácticamente Uniforme	Antracita Sola
	Antracita	Arena	Granate		
Tamaño de los granos (mm)	0,71 – 2,40	0,42 – 2,00	0,21 – 0,59	1,0 – 1,68	1,0 – 2,4
Tamaño efectivo (mm)	1,0 – 1,3	0,5 – 0,6	0,25 – 0,25	1,1 – 1,3	1,2 – 1,5
Coefficiente de uniformidad	< 1,6	< 1,6	< 1,6	< 1,25	< 1,3
Espesor de la capa (m)	0,5 – 0,8	0,2 – 0,3	0,10 – 0,15	1,0 – 1,5	1,2 – 1,8

**Tabla 6.** Características principales de los medios filtrantes

En la **Figura 13** se muestra la variación de la pérdida de carga en el medio filtrante de dos filtros pilotos. El filtro  $F_1$  posee antracita y arena y el filtro  $F_2$  solamente arena prácticamente uniforme, con características semejantes a las presentadas en la **Tabla 6**.

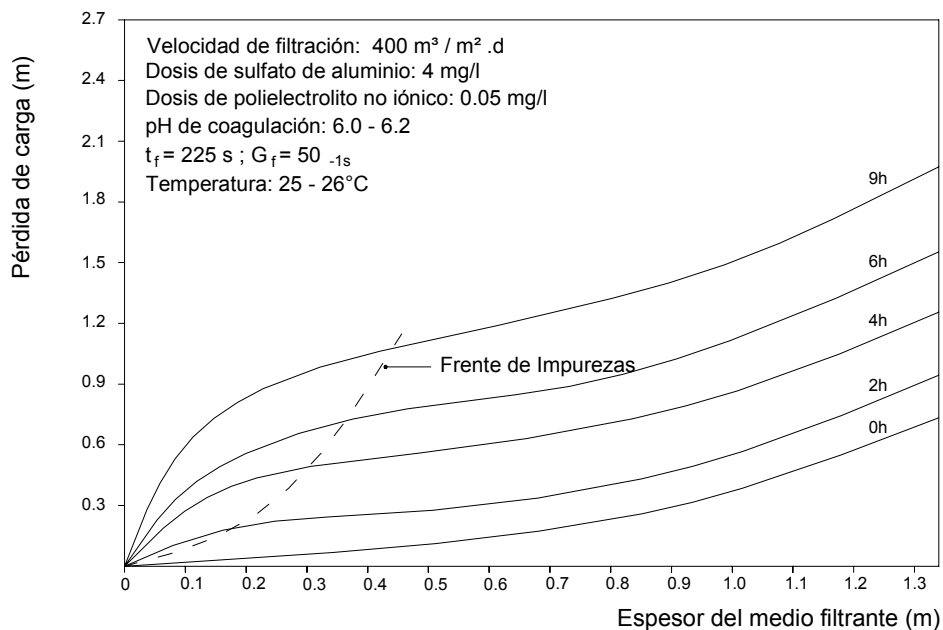


**Figura 13.** Pérdida de carga en el medio filtrante de los filtros  $F_1$  y  $F_2$  para la velocidad de filtración de 400 m/d (Di Bernardo, 1993)

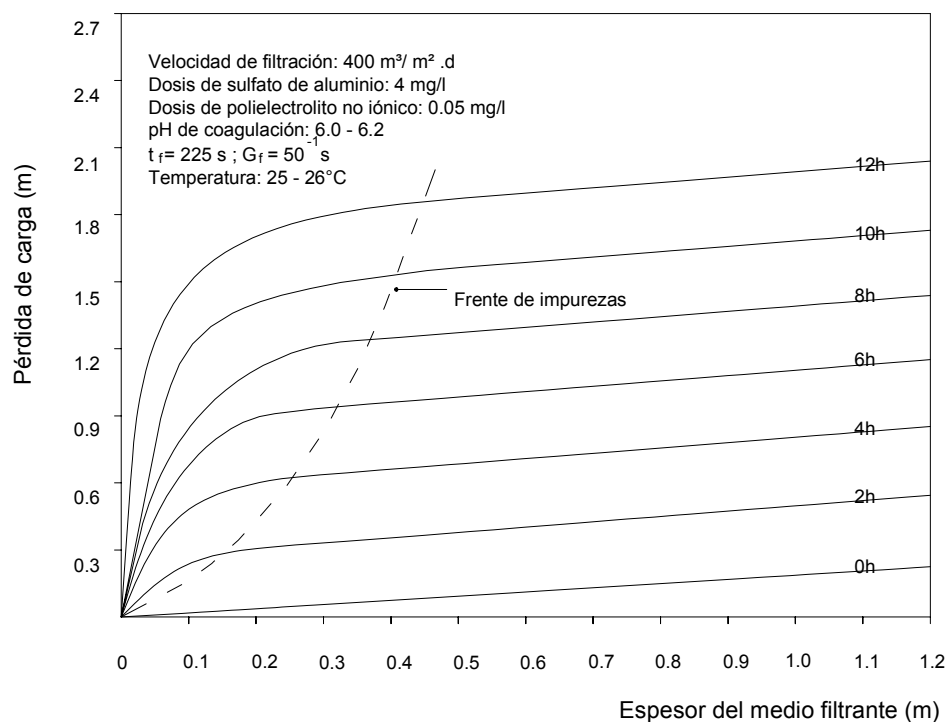
Estos resultados corresponden a un ensayo ejecutado en las siguientes condiciones: velocidad de filtración = 400 m³/m²d, dosis de sulfato de aluminio comercial = 4 mg/l, dosis de polímero no iónico = 0,05 mg/l, pH de coagulación de 6,5 – 6,2, floculación (gradiente de velocidad de 50 s⁻¹, tiempo medio de agitación de 225 s), temperatura media del agua de 25 a 26 °C.

Se observa en la **Figura 13** que la velocidad de crecimiento de pérdida de carga debida a retención de impurezas resultó prácticamente la misma en los dos filtros, pues la retención de impurezas existió hasta cerca de 50 cm del medio filtrante, como se puede observar también en la **Figura 14** y la **Figura 15**.

Como la retención de impurezas existió solamente en la capa de antracita del filtro  $F_1$  y como el tamaño efectivo de ese material era similar al tamaño efectivo de la arena del filtro  $F_2$ , el comportamiento de los dos filtros resultó semejante con excepción de la pérdida de carga inicial (medio filtrante limpio) haber sido mayor en el filtro  $F_1$ , pues se tenía un manto de arena de 0,3 m y tamaño efectivo de 0,5 mm. Como era igual la carga hidráulica disponible para la retención de impurezas, la duración de la carrera de filtración resultó más prolongada en el filtro  $F_2$ .



**Figura 14.** Variación de la pérdida de carga a distintas alturas del medio filtrante correspondiente al filtro F<sub>1</sub> (Di Bernardo, 1993)



**Figura 15.** Variación de la pérdida de carga a lo largo del filtro F<sub>2</sub> (Di Bernardo, 1993)

## 2.4. VELOCIDAD DE FILTRACIÓN Y CARGA HIDRÁULICA DISPONIBLE

La velocidad de filtración, la granulometría del medio filtrante, la calidad del agua cruda y las dosis de productos químicos están íntimamente relacionadas, siendo difícil fijar la velocidad de filtración, razón por la cual es imprescindible realizar una investigación experimental. En general, la velocidad de filtración está comprendida entre 200 y 400 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>. día. En los Estados Unidos de América existe literatura de Plantas de Potabilización con velocidades de filtración de hasta 600 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.día.

Cuanto mayor sea la carga hidráulica disponible para la retención de impurezas más prolongada será la duración de la carrera de filtración si el medio filtrante posee granulometría compatible con la velocidad intersticial resultante, por lo tanto habrá posibilidad de rotura del manto. En el medio filtrante constituido de antracita y arena o con arena prácticamente uniforme (con características que se presentan en la **Tabla 6**), la pérdida de carga final (medio filtrante limpio+retención de impurezas) se puede adoptar entre 2,0 y 2,5 m en sistemas de filtración con velocidad constante. La carga hidráulica disponible para la filtración será la suma de la pérdida de carga final en el medio filtrante y la turbulenta (sistema de drenaje, cañerías, accesorios, etc.). En sistemas de filtración con velocidad declinante, la carga hidráulica necesaria es generalmente menor y debe ser objeto de estudio para que la velocidad de filtración máxima no supere 1,5 veces la velocidad promedio. La duración de la carrera, en cualquier situación, no debe resultar inferior a 12 horas.

## 2.5. MÉTODO DE OPERACIÓN

En el caso de filtración con velocidad constante el nivel de agua también debe ser mantenido aproximadamente constante en el interior de los filtros cuando se realiza la floculación, pues en el método de distribución equitativa de caudal por medio de vertedero con descarga libre, existe un salto hidráulico entre las unidades de pretratamiento y los filtros, con la consecuente destrucción de los flóculos.

Cuando la filtración se realiza con velocidad declinante variable y existe la etapa de floculación, se ha propuesto un diseño de modo que las variaciones de nivel sucedan simultáneamente en los filtros, en el canal común de alimentación y en las unidades de floculación. En esas condiciones el comportamiento de los filtros, en cuanto a las variaciones del nivel de agua, será diferente del observado cuando se tiene filtración de agua decantada.

Como se puede observar, la filtración, tanto con velocidad constante como con velocidad declinante puede ser empleada en sistemas de filtración directa descendente con floculación, cuando se tienen cuidados para evitar daños a los flóculos.

En cualquier tipo de operación, sea a velocidad constante, o a velocidad declinante, las compuertas de entrada a los filtros deben ser debidamente dimensionadas cuando la floculación precede a la filtración, para que no exista destrucción de los flóculos en el pasaje del agua por las mismas.

### 3. OPTIMIZACIÓN DEL DESEMPEÑO DE LA FILTRACIÓN DIRECTA DESCENDENTE

Tradicionalmente, la duración de la carrera de filtración ha sido el parámetro principal utilizado para evaluar el desempeño de la filtración, aunque la velocidad de filtración y el volumen utilizado en el lavado de los filtros puedan proveer datos útiles para evaluar la productividad de una instalación de Filtración Directa Descendente.

El volumen efectivo de agua filtrada producido en una carrera de filtración corresponde al volumen total obtenido en la carrera, menos el volumen de agua utilizado en el lavado. Expresando los volúmenes en  $\text{m}^3/\text{m}^2$  de superficie filtrante la eficiencia de producción de agua durante la filtración está dada por:

$$E = V_{ef} / V_f = (V_f - V_L) / V_f = (U_f D_c - V_L) / U_f \cdot D_c \quad (1)$$

o

$$(1 - E) = \frac{V_L}{V_f} = V_L / (U_f \cdot D_c) \quad (2)$$

donde

$V_{ef}$  = volumen efectivo de agua producido en una carrera de filtración (expresado en  $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{carrera}$ ).

$V_f$  = volumen total de agua producido en una carrera de filtración (expresado en  $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{carrera}$ ).

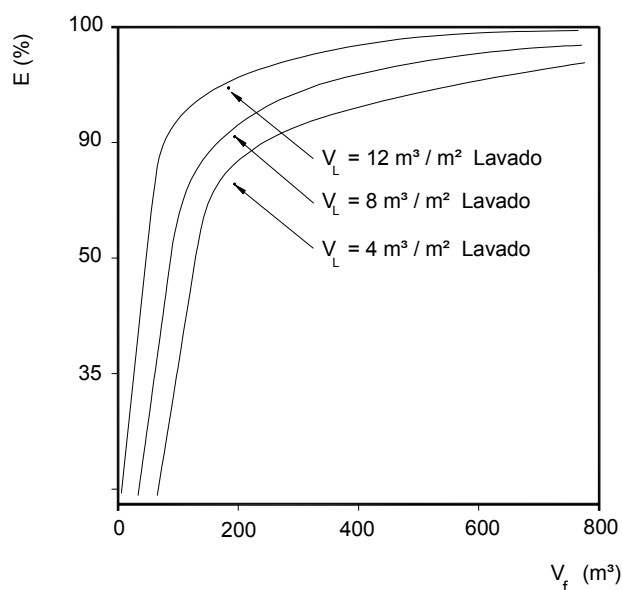
$V_L$  = volumen de agua utilizado en un lavado ( $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{lavado}$ ).

$U_f$  = velocidad de filtración ( $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ ).

$D_c$  = duración de la carrera de filtración (d).

Utilizándose la ecuación (1) se preparó la **Figura 16**, con la eficiencia E en la ordenada y el volumen total filtrado  $V_f$  en la abscisa, para diferentes valores del volumen de agua utilizado en el lavado. Para valores de  $V_f$  inferiores a  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2$  en la carrera, el valor de E disminuye en forma acentuada. Considerando ese valor de  $V_f$  y de  $8 \text{ m}^3/\text{m}^2$  lavado para  $V_L$ , E resulta aproximadamente igual al 94%. Para esas condiciones la duración de la carrera debería ser de 16 horas si la velocidad de filtración fuese de  $300 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{d}$ .

Mientras tanto otras combinaciones de valores de  $T_f$  y de  $D_c$  podrían tener el mismo valor de E, razón por la cual es extremadamente difícil en la Filtración Directa Descendente, adoptar la velocidad de filtración sin realizar una investigación experimental.



**Figura 16.** Relación entre la eficiencia y el volumen total de agua producido en una carrera de filtración para diferentes valores del volumen de agua utilizado en el lavado (Di Bernardo, 1993)

Fijando el valor máximo de  $V_L / V_F$  en 10%, la combinación de las ecuaciones (1) y (2) resulta:

$$1 - [(U_f D_c A - V_L) / U_f D_c] \leq 0,1 \quad (3)$$

o

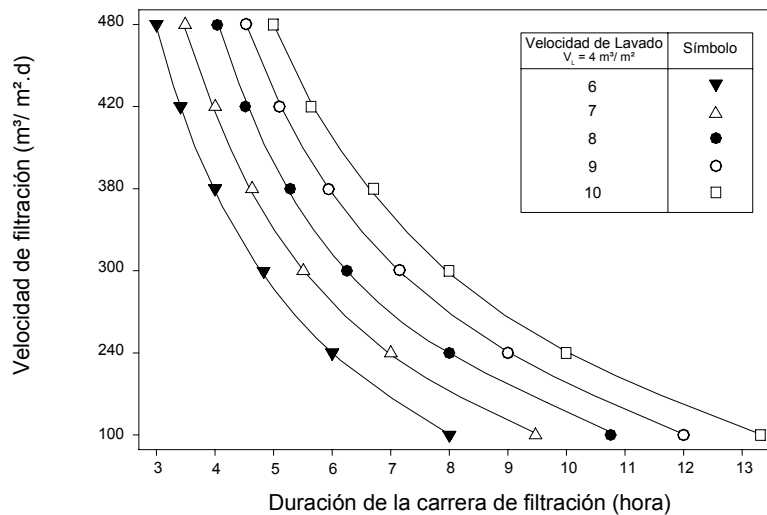
$$D_c \leq 10 V_L / U_f \quad (4)$$

Expresando  $D_c$  en horas, la ecuación (4) se transforma en:

$$D_c \leq 240 V_L / U_f \quad (5)$$

A partir de la ecuación (5) se preparó la **Figura 17** en la cual se ilustra la relación entre la velocidad de filtración  $U_f$  y la duración de la carrera de filtración  $D_c$ , para diferentes valores de  $V_L$  (sin olvidar que  $E = 0,9$ ). En esa figura se ve que hay varios pares de valores de  $T_f$  y  $V_L$  para los cuales resulta igual a la duración de la carrera de filtración, lo que refuerza una vez más la necesidad de realizar una investigación experimental para adoptar parámetros apropiados para el proyecto.

Si se realizara una investigación experimental en una instalación piloto se podría determinar el volumen efectivo por  $m^2$  de superficie filtrante de agua producida en un determinado período de tiempo, por ejemplo 24 horas o 1 semana, lo que permitirá la elección adecuada de las condiciones que optimicen el proceso de Filtración Directa Descendente. Suponiendo que el período de tiempo considerado sea de 24 h, se tiene:



**Figura 17.** Velocidad de filtración en función de la duración de la carrera de filtración para diferentes valores de agua utilizada en el lavado para  $V_L/V_F = 0,1$  (Di Bernardo, 1993)

$$V_{ef} 24 h = N_c V_{ef} \quad (6)$$

y

$$N_c = \frac{24}{D_c + D_L} \quad (7)$$

donde

$V_{ef} 24 h$  = volumen efectivo de agua filtrada producido en 24 horas de operación ( $m^3/m^2$ )

$N_c$  = número de carreras de filtración en 24 h

$D_L$  = duración del lavado

Combinándose las ecuaciones (6) y (7) y recordándose que  $V_{ef} = V_f - V_L$ , se obtiene:

$$V_{ef} 24 h = 24(V_f - V_L) / (D_c + D_L) \quad (8)$$

Si la calidad del efluente producido fuese satisfactoria para varios ensayos realizados en la investigación y seleccionados inicialmente con la condición de  $V_L / V_f \leq 0,1$ , deberá identificarse el ensayo para el cual resulte el mayor valor de  $V_{ef24h}$ . Si el valor de  $V_{ef24h}$  resulta próximo para diferentes ensayos, será necesario un estudio económico para la elección definitiva de los parámetros de proyecto.

## 4. INVESTIGACIÓN EN UNA INSTALACIÓN PILOTO

### 4.1. CONSIDERACIONES INICIALES

Se presentan a continuación a título ilustrativo los resultados de un estudio de optimización realizado en el inicio de la década del 90 del siglo XX en la Planta de Potabilización Río Descubierto-ETARD, de Brasilia, Brasil, cuya capacidad era de  $3 \text{ m}^3/\text{s}$  y se amplió posteriormente a los estudios a  $6 \text{ m}^3/\text{s}$ . La ETARD se construyó en la década del 80 para funcionar como una planta de Filtración Directa Descendente en línea, sin unidad de floculación que antecede a los filtros, los cuales se construyeron para funcionar con velocidad declinante variable.

Con el objeto de optimizar el proceso se utilizó una instalación piloto aplicando sulfato de aluminio como coagulante primario y polímero sintético no iónico como auxiliar de floculación y la filtración, variando los parámetros de floculación (gradiente de velocidad y tiempo de agitación), velocidad de filtración (entre  $300$  y  $600 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{día}$ ) y medio filtrante (arena prácticamente uniforme y arena-antracita).

La velocidad media de filtración variaba de acuerdo con el caudal afluente a la ETARD, de aproximadamente  $190 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{día}$  (para caudal afluente de  $3 \text{ m}^3/\text{s}$ ) a  $380 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{. día}$  (para caudal afluente de  $6 \text{ m}^3/\text{s}$ ). Para la velocidad media de filtración de  $380 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{. día}$ , la velocidad máxima de filtración fue estimada en aproximadamente  $600 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{. día}$ , mientras que, para la velocidad media de filtración de  $190 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{. día}$ , la velocidad de filtración máxima fue estimada en  $300 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{. día}$ . En ambos casos, fue utilizado el modelo de Di Bernardo para la filtración con velocidad declinante, para estimar las velocidades de filtración (se recomienda consultar el Capítulo VII-11 – Control de los Filtros Rápidos).

En el presente trabajo se representa una descripción de la instalación piloto, los métodos utilizados y los resultados obtenidos en 50 ensayos realizados, utilizando un filtro de arena uniforme, con velocidad de filtración de  $300 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{. día}$ .

### 4.2. CARACTERÍSTICAS DE LA INSTALACIÓN PILOTO

#### ***Mezcla rápida***

La mezcla rápida y la medición de caudal se realizaron en un vertedero triangular de  $15 \text{ cm}$  de altura y ángulo de abertura igual a  $28^\circ 4' 22''$ . El caudal de bombeo del agua cruda fue de  $2,5 \text{ l/s}$ . La solución del coagulante (sulfato de aluminio) se aplicó en la lámina líquida del vertedero. Luego de la mezcla rápida solamente una parte del caudal ( $0,35 \text{ l/s}$ ) se derivó hacia las unidades subsiguientes. De esa manera, durante todo el trabajo experimental la mezcla se mantuvo en las mismas condiciones.

#### ***Floculación***

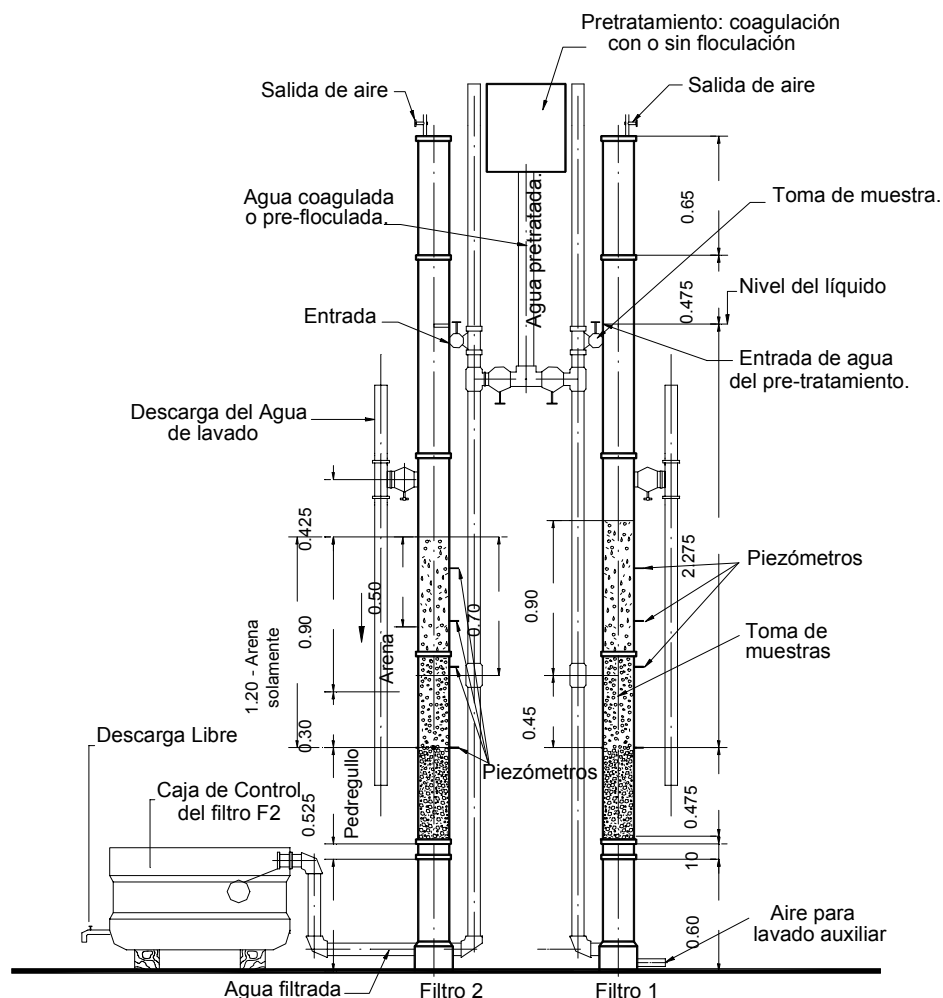
La floculación fue mecanizada y realizada en tres cámaras en serie de base cuadrada de  $37,5 \text{ cm}$  de lado y una altura total de  $100 \text{ cm}$ , cada una con sistema de agitación de eje vertical con cuatro paletas de  $30 \text{ mm}$  de ancho y  $125 \text{ mm}$  de longitud (perpendiculares al eje), resultando gradientes de velocidad de hasta  $200 \text{ s}^{-1}$ . El tiempo medio de detención

en cada cámara para un caudal de 0,35 l/s fue de 3,75 min. El sistema de floculación posibilitaba la variación del gradiente de velocidad y además tenía suficiente versatilidad como para trabajar sin flocular o con una, dos o tres cámaras en serie.

### Filtración

Los filtros poseían una altura total de 4,64 m, diámetro de 200 mm, con un área de 0,0314 m<sup>2</sup>. La entrada de agua en los filtros era ahogada para evitar la posible destrucción de los flóculos cuando se realizaba la floculación.

Uno de los filtros poseía un medio filtrante constituido de antracita y arena, con las mismas características de los materiales existentes en los filtros de la ETARD. En el restante, el medio filtrante era de arena prácticamente uniforme y poseía las siguientes características: tamaño del menor grano 1,19 mm, tamaño del mayor grano 1,68 mm, tamaño efectivo 1,30 mm, espesor del manto 1,2 m, coeficiente de uniformidad ~ 1,18.



**Figura 18.** Esquema del filtro de la instalación piloto de Filtración Directa Descendente

La salida se realizaba con caja provista de flotante en la entrada y con descarga libre en la salida, de forma para funcionar con velocidad constante. Algunos piezómetros se colocaron en todo el espesor del medio filtrante para verificar la pérdida de carga y evaluar la penetración de impurezas. En la **Figura 18** se aprecia un esquema parcial de la instalación piloto.

#### **4.3. PREPARACIÓN Y DOSIS DE LOS PRODUCTOS QUÍMICOS**

La dosis de las soluciones de productos químicos se realizó por medio de bombas dosadoras y su preparación se realizó en tanques provistos de agitadores. Las dosis de sulfato de aluminio y de cal se obtuvieron de estudios de coagulación-filtración realizados en laboratorio utilizando filtro de papel Whatman 40. Esos ensayos se realizaron previamente con aguas preparadas a partir del agua afluente a la planta (captada a 7 m de profundidad en la bocatoma del lago) y agua recolectada en la descarga de la bocatoma, ubicada a 16 m de profundidad (agua más sucia), para simular la calidad durante un año de alrededor de 12 tipos de agua. Las soluciones poseían las siguientes concentraciones: sulfato de aluminio de 0,5%, cal de 0,1% y polímero no iónico de 0,01%.

#### **4.4. ENSAYOS DE FILTRACIÓN REALIZADOS CON EL FILTRO DE ARENA**

Los ensayos se realizaron para la velocidad de filtración de  $300 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{dia}$ , para las siguientes condiciones: dosis de polímero no iónico 0, 0,01, 0,05, 0,10, 0,20 mg/l, pre-floculación: tiempo (0; 225; 450; 675 s) y gradiente de velocidad (20, 50;  $100 \text{ s}^{-1}$ ), siendo 50 el número total de ensayos.

#### **4.5. LAVADO DE LOS FILTROS**

El lavado se realizó con aire y agua. El aire se inyectó por medio de un compresor con un caudal del orden de 30 l/min (correspondiendo a la velocidad de 12 a  $15 \text{ L/s} \cdot \text{m}^2$ ) durante 5 minutos.

Seguidamente el compresor se desconectó y el agua para lavado se introdujo por medio de una bomba hasta que la velocidad ascensional del agua para lavado alcanzase  $1,2 \text{ m/min}$  durante un período de 7 min, o hasta que la turbiedad del agua de lavado resultase menor a 5 UT.

#### **4.6. CONDICIONES DE FINALIZACIÓN DE LOS ENSAYOS Y PARÁMETROS MONITOREADOS**

Un ensayo de filtración era encarado cada vez que existía una de las siguientes condiciones: turbiedad del efluente filtrado  $T = 1 \text{ UT}$  y pérdida de carga total en el medio filtrante  $H_f = 2 \text{ m}$ . Se registraron datos relativos a: dosis de sulfato de aluminio, dosis de cal, dosis de polímero no iónico, condiciones de la floculación (tiempo, gradiente de velocidad), turbiedad, color aparente, pH y alcalinidad del agua cruda y de la coagulada.

Durante cada carrera de filtración se registraron datos de: turbiedad, color aparente, pH del agua filtrada, alturas piezométricas en las diferentes profundidades del medio filtrante, temperaturas, NMP de coliformes totales en los afluentes y efluentes.

## 4.7. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

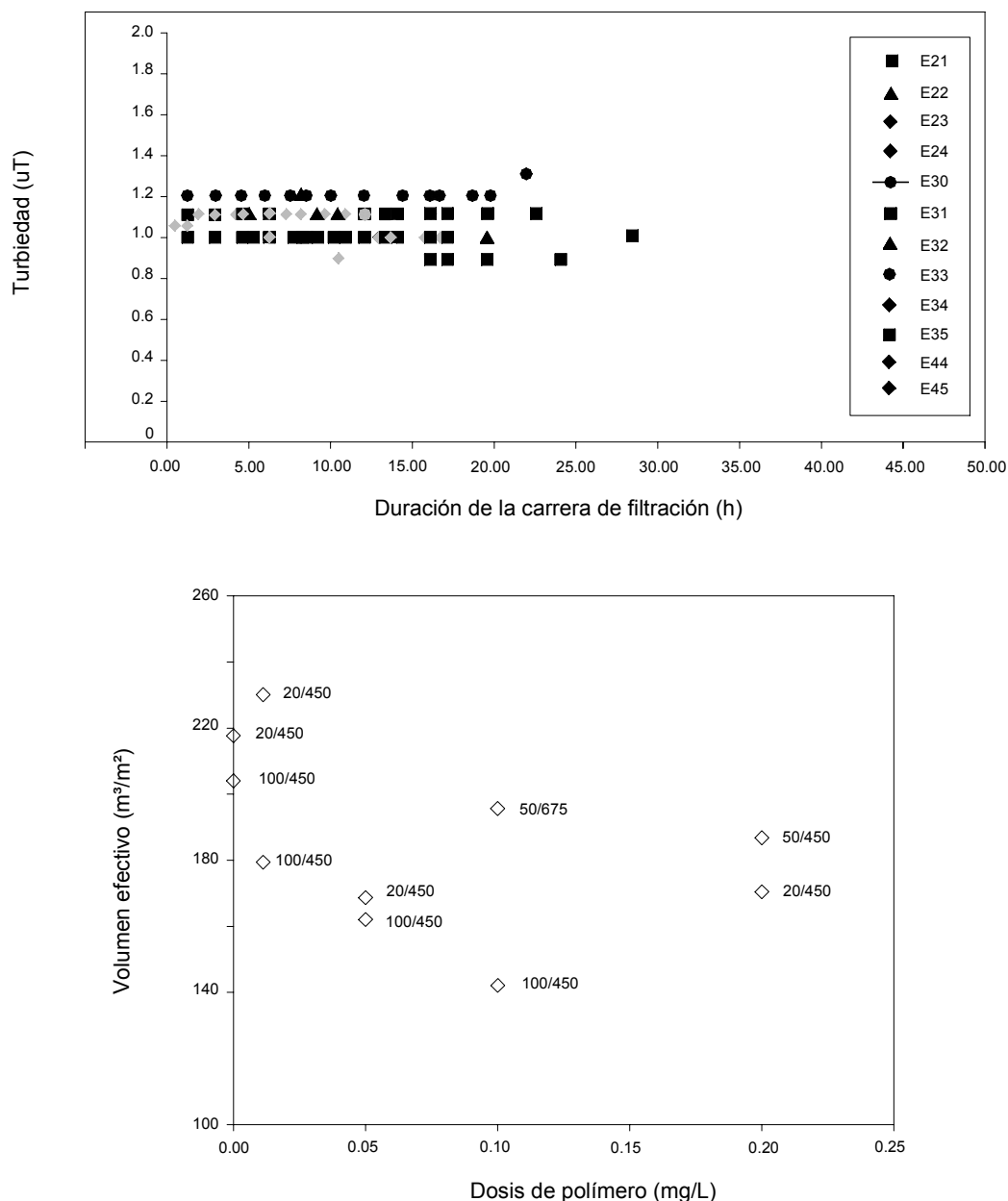
Los cincuenta ensayos se agruparon en siete series de acuerdo con las fajas de turbiedad del agua coagulada afluente a los filtros, como se muestra en la **Tabla 7**.

Serie	Fajas de Turbiedad del Agua Coagulada (UT)	Número de Ensayos
I	0,9 - 1,3	12
II	2,6 - 4	3
III	3,8 - 7	12
IV	5 - 10	13
V	11 - 15	4
VI	15 - 18	3
VII	17 - 30	3
Total		50

**Tabla 7.** Series de ensayos en función de la turbiedad del agua coagulada

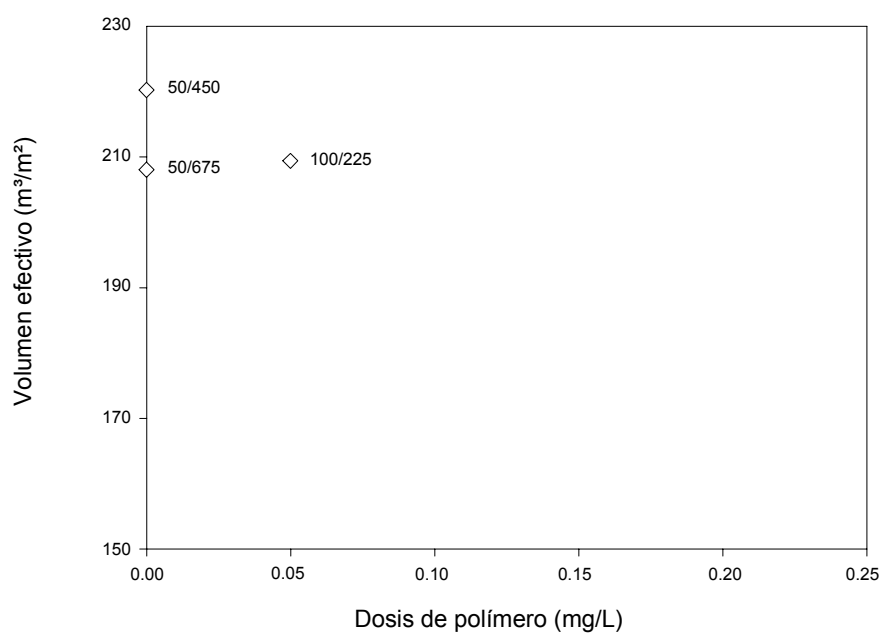
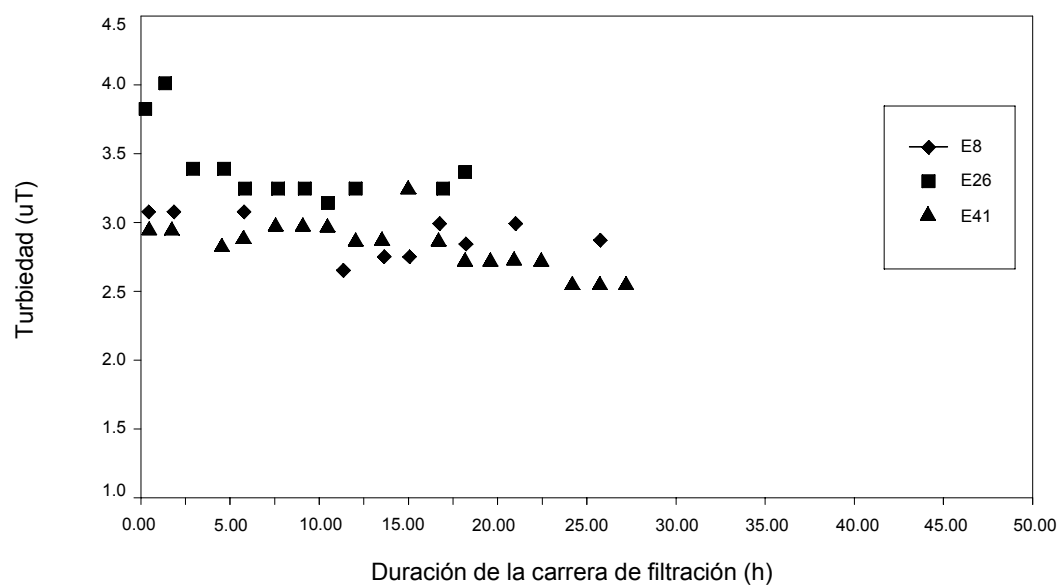
En la **Figura 19**, la **Figura 20**, la **Figura 21**, la **Figura 22**, la **Figura 23**, la **Figura 24** y la **Figura 25** se muestran los valores de la turbiedad del afluente en función de la duración de las carreras de filtración y el volumen efectivo (volumen producido menos volumen de agua utilizado para lavado) en función de la dosis de polímero para cada serie previamente estipulada. Cada ensayo corresponde a un punto en el gráfico donde se representan los valores del gradiente de velocidad/tiempo de floculación.

En la serie I, en donde los valores de la turbiedad del efluente de los filtros resultaron los más bajos (0,9 - 1,3 UT), los mayores volúmenes efectivos obtenidos resultaron con gradiente de velocidad de  $20 \text{ s}^{-1}$  y tiempo de floculación de  $450 \text{ s}^{-1}$ , para la dosis de polímero de 0 a 0,01 mg/l. El volumen efectivo máximo fue de  $231 \text{ m}^3/\text{m}^2$ , como se observa en la **Figura 19**.



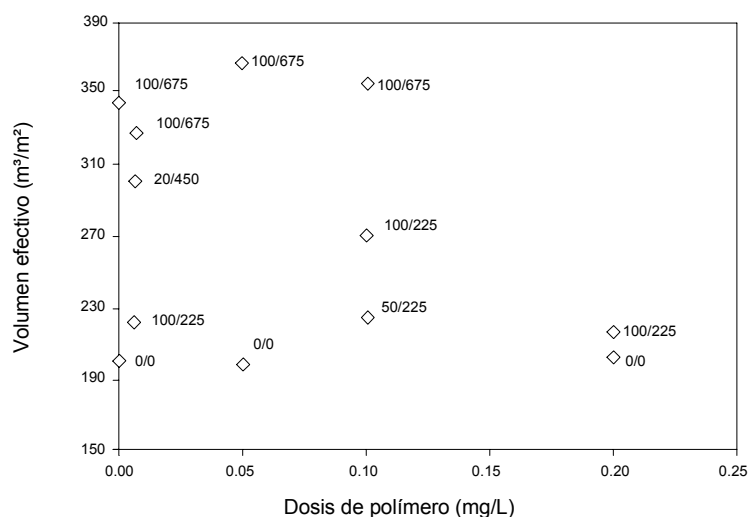
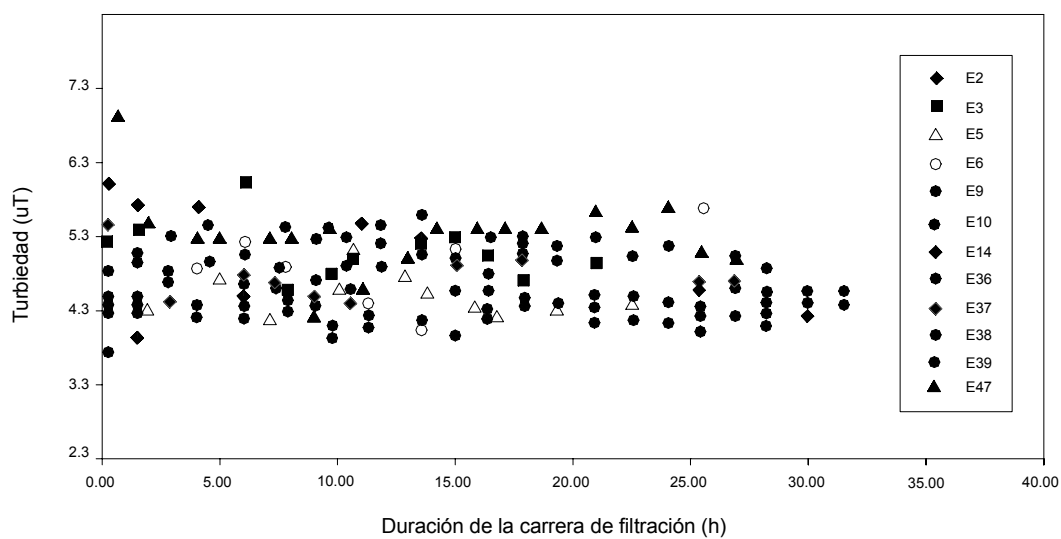
**Figura 19.** Turbiedad afluente durante la carrera de filtración y volumen efectivo producido en función de la dosis de polímero - serie I (Di Bernardo y otros, 1998)

Para la serie II, en donde la turbiedad del afluente varió entre 2,6 y 4 UT, el mejor resultado fue para el gradiente de velocidad de  $50 \text{ s}^{-1}$  y el tiempo de floculación de 450 s, sin el uso de polímero. El volumen efectivo máximo fue de  $219 \text{ m}^3/\text{m}^2$ , como se observa en la **Figura 20**.



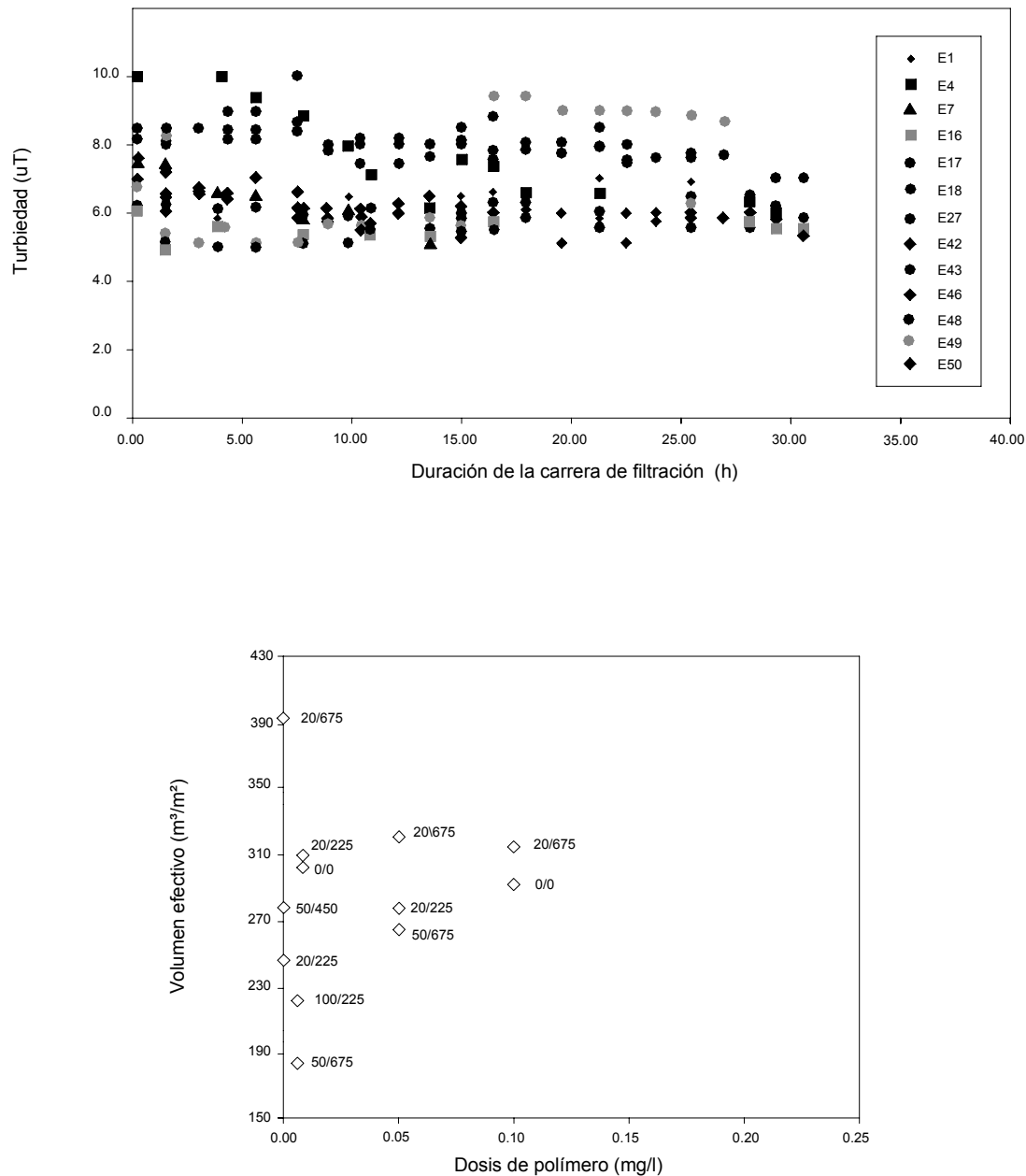
**Figura 20.** Turbiedad afluente durante la carrera de filtración y volumen efectivo producido en función de la dosis de polímero - serie II (Di Bernardo y otros, 1998)

En la serie III, (turbiedad entre 3,8 y 7 UT) los mejores resultados fueron para el gradiente de velocidad de  $100 \text{ s}^{-1}$  y el tiempo de floculación de 675 s y con aplicación de polímero para las dosis de 0,05 y de 0,1 mg/l. El volumen efectivo máximo fue de  $369 \text{ m}^3/\text{m}^2$  cuando se utilizó 0,05 mg/l de polímero sintético, como se observa en la **Figura 21**.



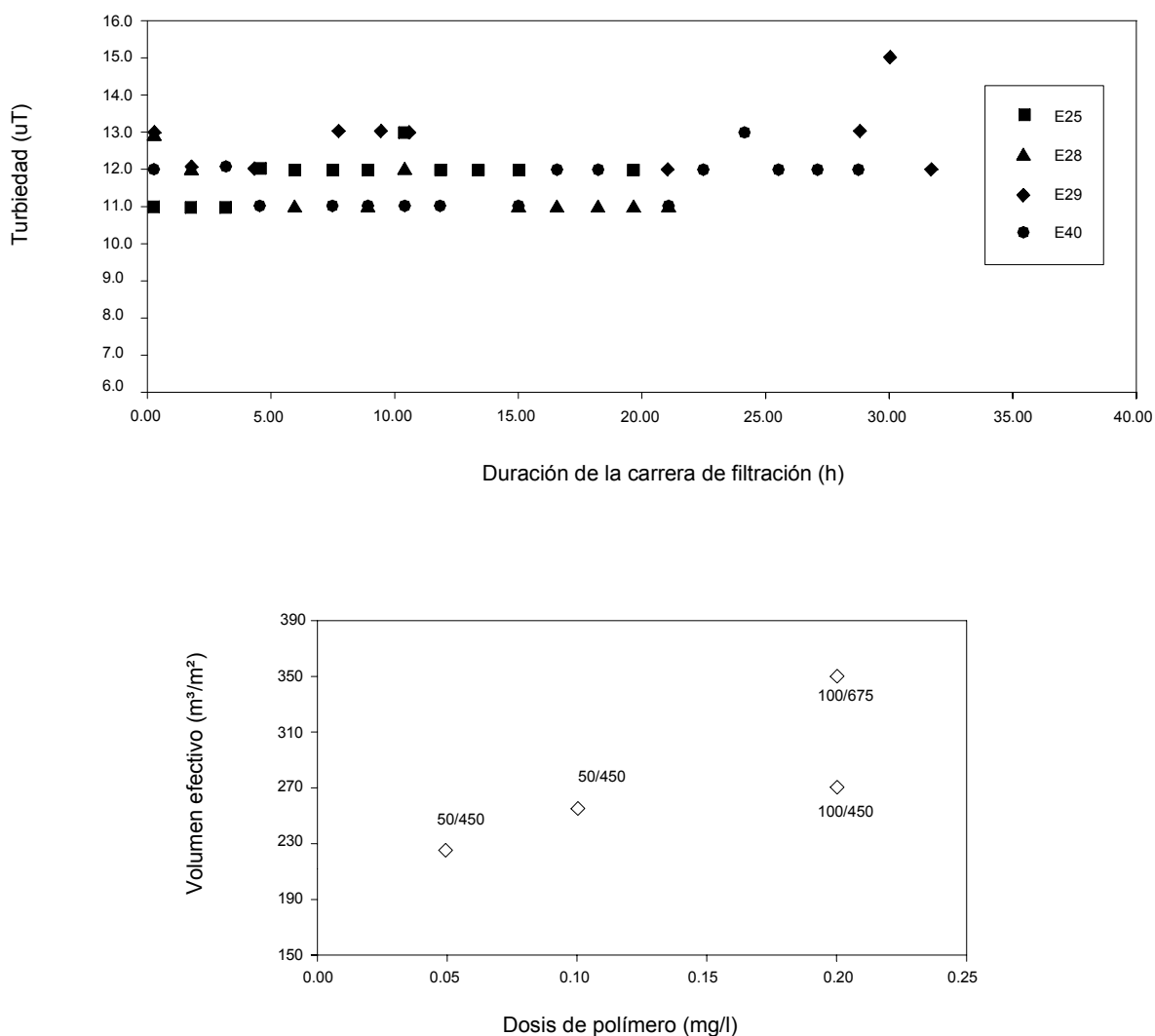
**Figura 21.** Turbiedad afluente durante la carrera de filtración y volumen efectivo producido en función de la dosis de polímero - serie III (Di Bernardo y otros, 1998)

En la serie IV (turbiedad entre 5 y 10 UT) los mejores resultados se obtuvieron con gradiente de velocidad de  $20 \text{ s}^{-1}$  y tiempo de floculación de 675 s, sin uso de polímero. El volumen efectivo máximo fue de  $393 \text{ m}^3/\text{m}^2$ , sin utilización de polímero sintético, como se observa en la **Figura 22**.



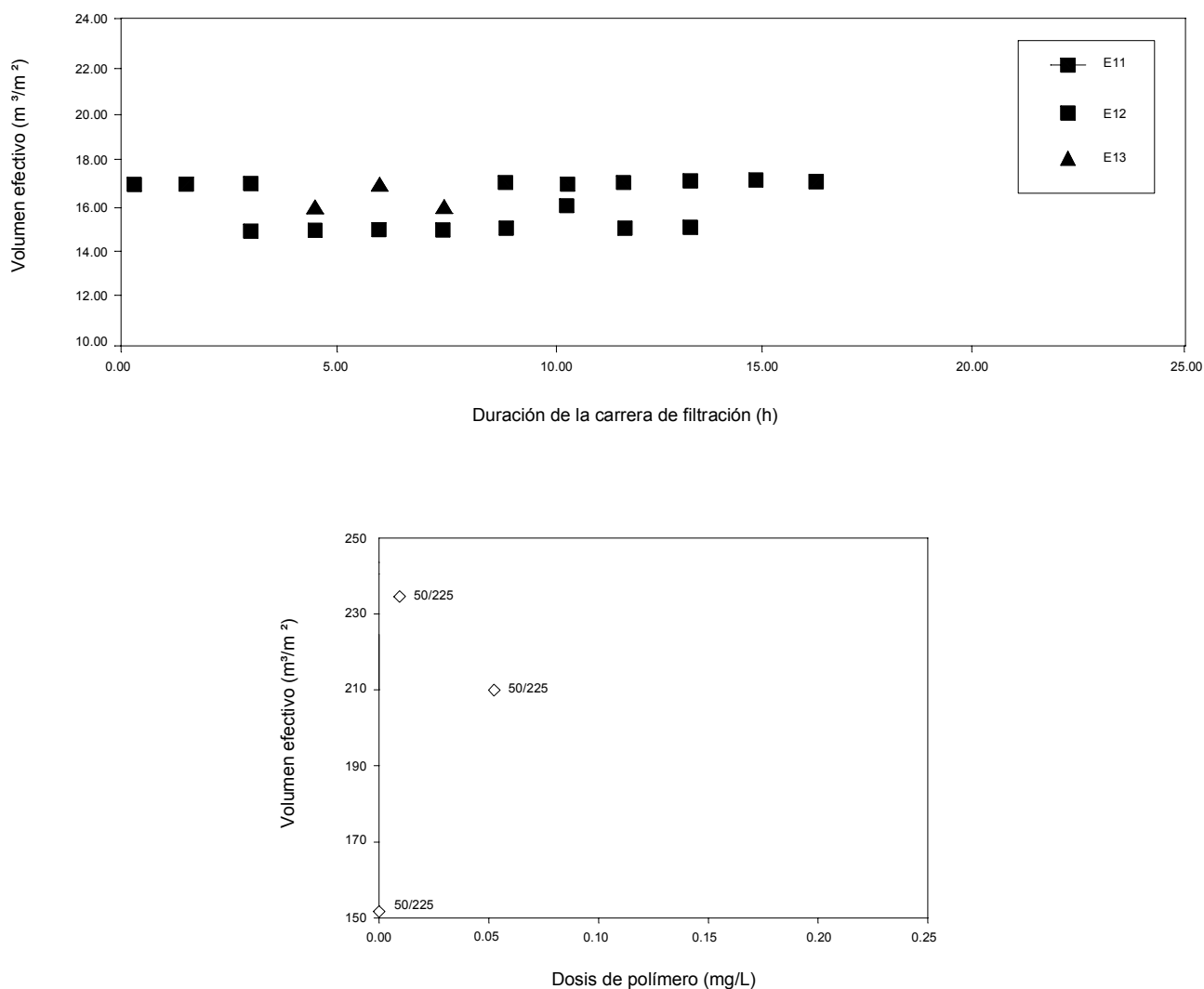
**Figura 22.** Turbiedad afluente durante la carrera de filtración y volumen efectivo producido en función de la dosis de polímero - serie IV (Di Bernardo y otros, 1998)

En los ensayos de la serie V, con turbiedad del afluente variando entre 11 y 15 UT, el mejor resultado se obtuvo con el gradiente de velocidad de  $100 \text{ s}^{-1}$  y tiempo de floculación de 675 s, utilizando dosis de polímero más altas, del orden de  $0,2 \text{ mg/l}$ . El volumen efectivo máximo fue de  $354 \text{ m}^3/\text{m}^2$ , como se observa en la **Figura 23**.



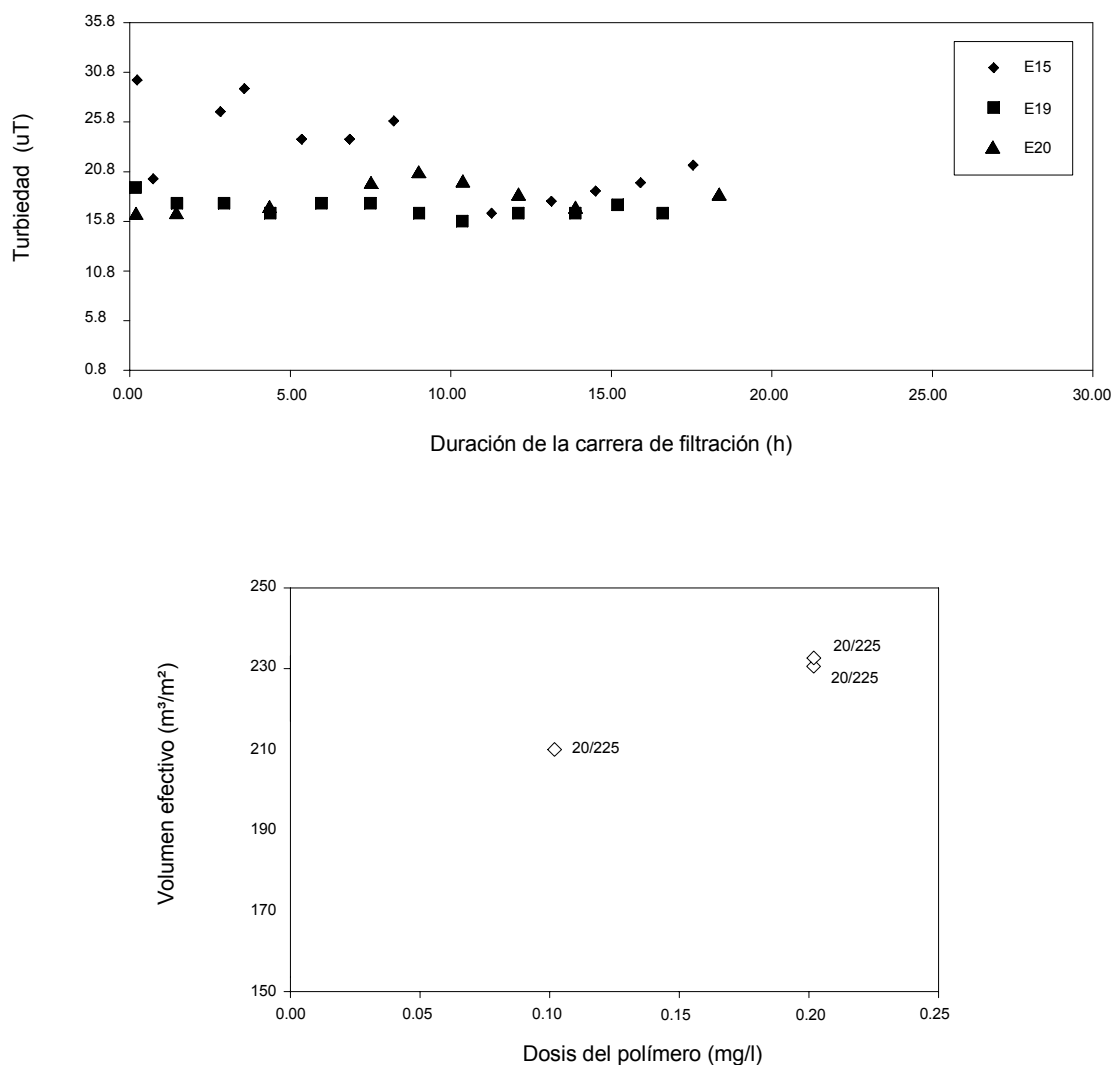
**Figura 23.** Turbiedad afluente durante la carrera de filtración y volumen efectivo producido en función de la dosis de polímero - serie V (Di Bernardo y otros, 1998)

En los ensayos de la serie VI, con turbiedad del afluente estuvo comprendida entre 15 y 18 UT, el mayor volumen efectivo de  $235 \text{ m}^3/\text{m}^2$  se obtuvo con el gradiente de velocidad de  $50 \text{ s}^{-1}$  y tiempo de floculación de 225 s, cuando se utilizó 0,01 mg/l de polímero, como se observa en la **Figura 24**.



**Figura 24.** Turbiedad afluente durante la carrera de filtración y volumen efectivo producido en función de la dosis de polímero - serie VI (Di Bernardo y otros, 1998)

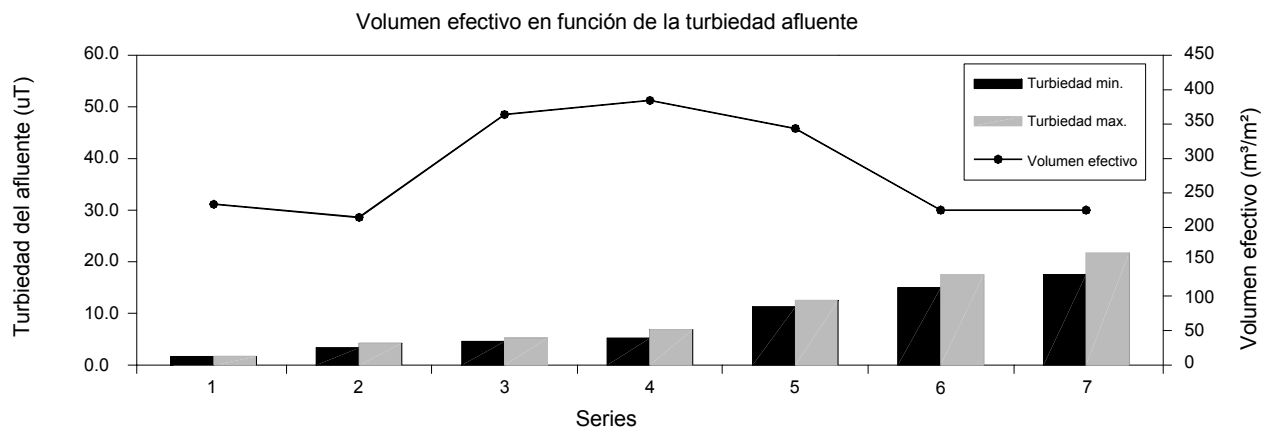
En los ensayos de la serie VII, como se observa en la **Figura 25**, la turbiedad del afluente alcanzó los valores más altos, entre 17 y 30 UT. El mayor volumen efectivo fue el mismo de la serie VI ( $235 \text{ m}^3/\text{m}^2$ ) obtenido con el gradiente de velocidad de  $20 \text{ s}^{-1}$  y tiempo de floculación de 225 s, dosis de polímero sintético igual a 0,2 mg/l.



**Figura 25.** Turbiedad afluente durante la carrera de filtración y volumen efectivo producido en función de la dosis de polímero - serie VII (Di Bernardo y otros, 1998)

Los mayores volúmenes efectivos obtenidos para las siete series están contenidos en la **Tabla 8** siendo tales resultados utilizados para la realización de la **Figura 26**.

Se observa en la **Tabla 8** y en la **Figura 26**, en donde se tienen en ordenadas el volumen efectivo en función de la faja de turbiedad afluente (para cada serie), que la mayor producción de agua existió cuando la turbiedad del agua coagulada estaba comprendida entre 4,5 y 12 UT. Hay certeza que el tamaño y la distribución de tamaños de las partículas presentes en el afluente influenciaron en el desempeño de la filtración. Se nota que los mejores resultados en cada serie se obtuvieron con la pre-floculación y que el uso de polímero sintético no iónico con dosis mayores (0,2 mg/l) demostró ser más efectivo para aguas con valores de turbiedad más altos (entre 15 y 17).



**Figura 26.** Volumen efectivo obtenido en cada serie en función de la turbiedad del afluente (Di Bernardo y otros, 1998)

Serie	Turbiedad Máxima del Agua Cruda (UT)	Turbiedad Mínima del Agua Cruda (UT)	Dosis de Polímero (mg/l)	Gradiente de Velocidad (s <sup>-1</sup> )	Tiempo de Floculación (s)	Volumen Efectivo (m³/m²)
I	1,1	1,1	0,01	20	450	231
II	3,2	4,0	0,00	50	450	219
III	4,5	5,2	0,05	100	675	369
IV	5,2	7,0	0,00	20	675	393
V	11	12	0,20	100	675	354
VI	15	17	0,01	50	225	325
VII	27	21	0,20	20	225	325

**Tabla 8.** Mayores volúmenes obtenidos en las siete series

## 4.8. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En base a los ensayos realizados para la velocidad de 300 m³/m².día, se concluye que:

- La turbiedad del agua coagulada tiene influencia en el volumen efectivo del agua filtrada producido.
- La utilización de la floculación resultó en una mayor producción de agua en el filtro, pues con esa etapa en el tratamiento, las carreras de filtración obtenidas fueron más prolongadas que las obtenidas en los ensayos sin la misma.

- En general, el polímero sintético no iónico no fue necesario, principalmente en los ensayos en donde la turbiedad del afluente a los filtros era inferior a 10 UT, recomendándose que el mismo se utilice con pequeñas dosis (del orden de 0,01 mg/l), porque ofrece seguridad adicional contra la rotura del manto.
- En algunos ensayos en donde la turbiedad del afluente fue mayor que 10 UT, la dosis de polímero sintético no iónico (del orden de 0,2 mg/l) proporcionó un aumento en el volumen de agua producido en el filtro.
- Como la calidad del agua no fue constante durante los ensayos, la instalación piloto, así como la propia planta de tratamiento deben ser flexibles permitiendo trabajar con gradientes de velocidad variables en la floculación, de 20 a 100 s<sup>-1</sup>, en cámaras de floculación en serie que permitan variar el tiempo de floculación.
- La instalación piloto se debe mantener en funcionamiento durante la operación de la planta de tratamiento y debe cumplir el papel de verificar las condiciones óptimas de funcionamiento, antes de cualquier cambio.

## 5. BIBLIOGRAFÍA

- Amirtharajah, A. Theory and Practice of Mixing Memorias del Seminario Internacional Sobre Tecnología Simplificada Para Potabilización del Agua – Acodal, Ag. 1989, Cali, Colombia.
- Beard II, J. D. e Tanaka, T. S. A Comparison of Particle Counting and Nephelometry Jawwa, Vol. 69, N° 10, p: 533 – 538, Oct. 1977.
- Carns, K. E. e Parker, J. D. Using Polymers with Direct Filtration Jawwa, Vol. 77, N° 3, p: 44 – 49, March 1985.
- Cleasby, J. L. Direct Filtration of Surface Waters Memorias del Seminario Internacional Sobre Tecnología Simplificada Para Potabilización del Agua – Acodal Ag. 1989, Cali, Colombia.
- Cleasby, J. L., Hilmo, D. J. e Dimitracopoulos, C. J. Slow Sand and Direct in Line Filtration of a Surface Water Jawwa, Vol. 76, N° 12, p:44-55, Dec. 1984.
- Culp, R. L. Direct Filtration Jawwa, Vol. 69, N° 7, p: 375 – 378, Jul. 1977.
- Di Bernardo, L. Estudos sobre Filtração Direta - Tese de doutorado Escola de Engenharia de São Carlos - USP Nov. 1977, São Carlos, Brasil.
- Di Bernardo, L. Comparação entre a Filtração Realizada em Papel de Filtro e em Instalação Piloto de filtração Direta Ascendente - Revista DAE, Vol. 45, N° 142, p 298 - 301, set. 1995, São Paulo, Brasil.
- Di Bernardo, L. e Henriquez, J. M. M. Filtração Direta Descendente em Meio Constituído de Areia - 15º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental Set. 1989, Belém, Brasil.
- Di Bernardo, L. e Henriquez, J. M. M. Análise Racional do Desempenho da Filtração Direta Descendente - Revista DAE, N° 159, p:14. set/out. 1990, São Paulo, Brasil.
- Di Bernardo, L. e Matsumoto, T. Estudos Comparativos entre Filtros de Fluxo Ascendente e Descendente com Meio Filtrante de Areia Utilizando Água Decantada como Afluente Anais DO 14º Congresso Brasileiro De Engenharia Sanitária E Ambiental, Vol. 2, Tomo II, p: 365-381, 1987, São Paulo, Brasil.
- Di Bernardo, L. e Prezotti, J. C. S. Caminhamento da Frente de Impurezas em Meios Granulares de Filtros Operados com Taxa Constante Anais DO 16º Congresso Brasileiro De Engenharia Sanitária E Ambiental Vol. 2, Tomo II, p: 365-381, 1991, Goiânia, Brasil.
- Di Bernardo, L. Métodos e Técnicas de Tratamento de Água - Volumes I e II. Luiz Di Bernardo E Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental 1993, Rio de Janeiro, Brasil.
- Di Bernardo, L. e Alcócer, C., N. E. Desempenho de Filtros Lentos de Areia Operados com Nivel de Água Constante e Variável XXIV Congresso Interamericano De Ingenieria Sanitaria y Ambiental, 1994, Buenos Aires – Argentina.

- Di Bernardo, L. Algas e suas Influências na Qualidade das Águas e nas Tecnologias de Tratamento Luiz Di Bernardo e Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental 1995, Rio de Janeiro, Brasil.
- Di Bernardo, L., Costa, E. R. H., Barbosa, A. B. D. e Ferreira, M. F. Otimização da Produção de Água em Instalação Piloto de Filtração Direta Descendente Anais do VIII Simpósio Luso Brasileiro De Engenharia Sanitária E Ambiental, Vol. 1, p: 92-105, 1998, João Pessoa, PB, Brasil.
- Edzwald, J. K., Becker, W. C. e Tambini, S. J. Polymers and Performance in Direct Filtration JEED-ASCE, Vol. 113, p: 167 – 185, Feb. 1987.
- Foley, P. D. Experience with Direct Filtration at Ontario's Lake Huron Treatment Plant Jawww, Vol. 72, N° 3, p: 162 – 164, March 1980.
- Graham, N. J. D. Optimization of Dual Coagulation in Direct Filtration of Coloured Waters Seminario Sobre Coagulação E Filtração Direta Jul. 1989, São Carlos, Brasil.
- Hutchinson, W. R. High-Rate Filtration JAWWA, Vol. 68, N° 6, p: 292 – 298, Jun. 1976.
- Lechevallier, M. W. e Norton, W. D. Examining Relationships Between Particle Counts and Giardia, Cryptosporidium and Turbidity. Jawwa, Vol. 84, N° 12, p: 54 – 60, Dec. 1992.
- Letterman, R. D., Sama, R. R. e Di Domenico, E. J. Direct Filtration Using Polyelectrolyte Coagulants. Jawwa, Vol. 71, N° 6, p: 332 – 338, Jun. 1979
- Lykins Jr., B. W., Koffskey, W. E. & Patterson, K. S. Alternative Disinfectants for Drinking Water Treatment JEE-ASCE, vol. 120, N° 4, p: 745-758, Aug. 1994, USA.
- Machado, R. Proposição de Modelação Matemática para Sistemas de Filtração com Taxa Declinante Variável Incluindo Armazenamento de Água a Montante dos Filtros. Tese de Doutorado Escola De Engenharia De São Carlos – Universidade De São Paulo, 1995, São Carlos, Brasil.
- McCormick, R. e King, P. H. Factors that Affect Use of Direct Filtration in Treating Surface Waters. Jawwa, Vol. 24, N° 5, p: 243 – 245, May 1982.
- Monscivitz, J. T., Rexing, D. J., Williams, R. G. e Heckler, J. Some Practical Experience in Direct Filtration. Jawwa, Vol. 70, N° 10, p: 584 – 588, Oct. 1978.
- Palmer, C. M. Algae in Water Supplies Us Public Health Service Publication N° 657, 1959, USA.
- Singer, P. C. Control of Disinfection By-products in Drinking Water. JEE-ASCE, vol. 120, n.4, p: 727-744, Aug. 1994.
- Tanaka, T. e Pirbazari, M. Effects of Cationic Polyelectrolytes on the Removal of Suspended Particulates During Direct Filtration. Jawwa, Vol. 78, N° 12, p: 57 – 65, Dec. 1986.
- Tate, C., Lang, J. S. e Hutchinson, H. L. Pilot Plant Tests of Direct Filtration. Jawwa, Vol. 69, N° 7, p: 379 – 384, July 1979.

- Tate, C. e Trussel, R. R. Recent Developments in Direct Filtration. *Jawwa*, Vol. 72, N° 3, p: 165 – 169, March 1980.
- Treweek, G. P. Optimisation of Flocculation Time Prior to Direct Filtration *Jawwa*, Vol. 71, N° 2, p: 96 – 101, Feb. 1979.
- Wagner, E. G. e Hudson Jr., H. E. Low-Dosage High-Rate Direct Filtration *Jawwa*, Vol. 74, N° 5, p: 256 – 261, May 1982.
- World Health Organization. *Guidelines for Drinking Water Quality V.1 - Recommendations* 2nd Ed., 1993, Geneve, Switzerland.
- Yapijakis, C. Direct Filtration: Polymer in Vbackwash Serves Dual Purpose. *Jawwa*, Vol. 74, N° 8, p: 426 – 428, Aug. 1982.