

CAPÍTULO 9

FILTRACIÓN

Ing. Víctor Maldonado Yactayo

1. INTRODUCCIÓN

La filtración consiste en la remoción de partículas suspendidas y coloidales presentes en una suspensión acuosa que escurre a través de un medio poroso. En general, la filtración es la operación final de clarificación que se realiza en una planta de tratamiento de agua y, por consiguiente, es la responsable principal de la producción de agua de calidad coincidente con los estándares de potabilidad.

El avance logrado por la técnica de filtración es el resultado de un esfuerzo conjunto dirigido a lograr que la teoría exprese los resultados de las investigaciones experimentales, de tal modo que sea posible prever, en el diseño, cómo va a operar la unidad de filtración en la práctica.

2. MECANISMOS DE LA FILTRACIÓN

Como las fuerzas que mantienen a las partículas removidas de la suspensión adheridas a las superficies de los granos del medio filtrante son activas para distancias relativamente pequeñas (algunos ángstroms), la filtración usualmente es considerada como el resultado de dos mecanismos distintos pero complementarios: transporte y adherencia. Inicialmente, las partículas por remover son transportadas de la suspensión a la superficie de los granos del medio filtrante. Ellas permanecen adheridas a los granos, siempre que resistan la acción de las fuerzas de cizallamiento debidas a las condiciones hidrodinámicas del escurrimiento.

El transporte de partículas es un fenómeno físico e hidráulico, afectado principalmente por los parámetros que gobiernan la transferencia de masas. La adherencia entre partículas y granos es básicamente un fenómeno de acción superficial, que es influenciado por parámetros físicos y químicos.

Los mecanismos que pueden realizar transporte son los siguientes:

- a) cernido;
- b) sedimentación;

- c) intercepción;
- d) difusión;
- e) impacto inercial;
- f) acción hidrodinámica, y
- g) mecanismos de transporte combinados.

Los mecanismos de adherencia son los siguientes:

- a) fuerzas de Van der Waals;
- b) fuerzas electroquímicas;
- c) puente químico.

Cuál de estos mecanismos es el que controla el proceso de filtración ha sido asunto de largos debates. Es indudable que no todos necesariamente tienen que actuar al mismo tiempo y que, en algunos casos, la contribución de uno o varios de ellos para retener el material suspendido es quizás desdeñable.

Pero hay que tener en cuenta que dada la complejidad del fenómeno, más de un mecanismo deberá entrar en acción para transportar los diferentes tamaños de partículas hasta la superficie de los granos del medio filtrante y adherirlas.

2.1 Mecanismos de transporte

Los distintos mecanismos que pueden realizar transporte de las partículas dentro de los poros del medio filtrante están esquematizados en la figura 9-1.

En ella se ve cómo simultáneamente pueden actuar varias causas para aproximar el material suspendido hasta los granos del medio filtrante.

Es interesante destacar que estas causas varían si la filtración se produce en las capas superficiales o en la profundidad del medio filtrante.

En el primer caso, la acción física de cernido es el factor dominante, mientras que en el segundo caso es el de menor importancia.

2.1.1 Cernido

Resulta evidente que cuando la partícula es de tamaño mayor que los poros del lecho filtrante, puede quedar atrapada en los intersticios.

El cernido, en general, actúa solo en las capas más superficiales del lecho y con partículas relativamente fuertes, capaces de resistir los esfuerzos cortantes producidos por el flujo, cuya velocidad aumenta en las constricciones.

A partir de las consideraciones geométricas, Hall considera que la probabilidad de remoción de una partícula por cernido (Pr) está dada por la siguiente fórmula:

$$Pr = \left[\frac{d}{Dc} \right]^{3/2} \quad (1)$$

Donde:

d = diámetro de la partícula
 Dc = diámetro del medio filtrante

2.1.2 Sedimentación

El efecto de la gravedad sobre las partículas suspendidas durante la filtración fue sugerido hace más de 70 años, cuando Hazen consideró los poros de los filtros lentos de arena como pequeñas unidades de sedimentación. Sin embargo, durante mucho tiempo la contribución de este mecanismo no se consideró significativa, pues la velocidad de sedimentación de las partículas suspendidas y, especialmente, la de los pequeños flóculos, es mucho más pequeña en comparación con la velocidad intersticial.

La sedimentación solo puede producirse con material suspendido relativamente grande y denso, cuya velocidad de asentamiento sea alta y en zonas del lecho donde la carga hidráulica sea baja.

Ives (1965) sugiere que algunas partículas más pequeñas y floculentas pueden quedar retenidas en regiones donde la velocidad de escurrimiento sea pequeña debido a la distribución parabólica de velocidad en el régimen laminar.

2.1.3 Intercepción

Normalmente, el régimen de escurrimiento durante la filtración es laminar y, por lo tanto, las partículas se mueven a lo largo de las líneas de corriente. Debido a que las partículas suspendidas tienen una densidad aproximadamente

igual a la del agua, ellas serán removidas de la suspensión cuando, en relación con la superficie de los granos del medio filtrante, las líneas de corriente están a una distancia menor que la mitad del diámetro de las partículas suspendidas.

2.1.4 Difusión

Se ha observado que las partículas relativamente pequeñas presentan un movimiento errático cuando se encuentran suspendidas en un medio líquido (figura 9-1). Este fenómeno, resultado de un bombardeo intenso a las partículas suspendidas por las moléculas de agua, es conocido como *movimiento browniano*, y se debe al aumento de la energía termodinámica y a la disminución de la viscosidad del agua.

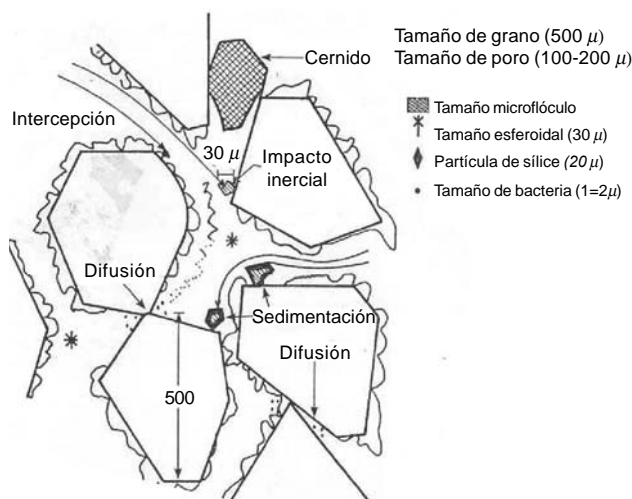


Figura 9-1. Diferentes mecanismos que pueden realizar transporte

La eficiencia del filtro debida a la difusión es directamente proporcional a la temperatura e inversamente proporcional al diámetro de la partícula del grano.

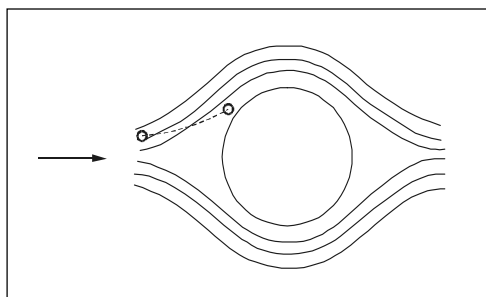


Figura 9-2. Mecanismo de impacto inercial

2.1.5 Impacto inercial

Durante el escurrimiento, las líneas de corriente divergen al estar cerca de los granos del medio filtrante, de modo que las partículas suspendidas, con cantidad de movimiento suficiente para mantener su trayectoria, colisionan con los granos, según se muestra en la figura 9-2.

2.1.6 Acción hidrodinámica

La remoción de partículas floculentas de tamaño relativamente grande ($\sim 10 \mu\text{m}$) es atribuida a la acción hidrodinámica, según se muestra en la figura 9-3.

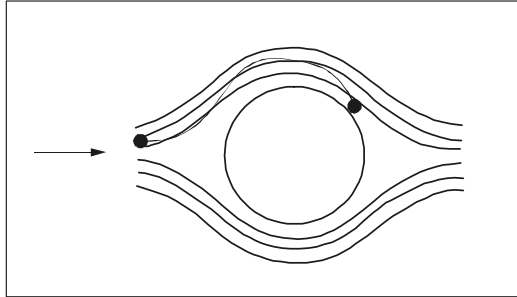


Figura 9-3. Mecanismo de acción hidrodinámica

La comprensión de este mecanismo se facilita cuando se considera un escurrimiento en el que el gradiente de velocidad es constante. Una partícula suspendida en un fluido que escurre en estas condiciones estará sometida, como muestra la figura 9-4, a velocidades tangenciales variables en dirección perpendicular a la del escurrimiento.

La diferencia entre V_a y V_b tiende a hacer que la partícula gire y produzca una diferencia de presión en dirección perpendicular al escurrimiento, lo que hará que la partícula sea conducida a una región de velocidad más baja. A pesar de no tener exactamente las condiciones descritas anteriormente, en la práctica de la filtración, el fenómeno es análogo y es válido para explicar la remoción de partículas de un tamaño del orden de $10 \mu\text{m}$.

La diferencia entre V_a y V_b tiende a hacer que la partícula gire y produzca una diferencia de presión en dirección perpendicular al escurrimiento, lo que hará que la partícula sea conducida a una región de velocidad más baja. A pesar de no tener exactamente las condiciones descritas anteriormente, en la práctica de la filtración, el fenómeno es análogo y es válido para explicar la remoción de partículas de un tamaño del orden de $10 \mu\text{m}$.

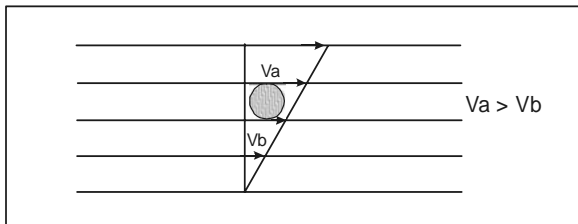


Figura 9-4. Acción de la tensión de cizallamiento

2.1.7 Mecanismos de transporte combinados

Es probable que todos los mecanismos actúen simultáneamente durante la filtración; sin embargo, el grado de importancia de cada uno de ellos depende de las características de la suspensión y del medio filtrante. Normalmente se ha dado poca importancia a los efectos de la acción física de cernido y de impacto inercial durante la filtración.

La eficiencia del medio filtrante para remover partículas de la suspensión por acción de los mecanismos de transporte puede expresarse adecuadamente como una función de la intercepción, difusión, sedimentación y acción hidrodinámica.

Yao y sus colaboradores estudiaron el efecto combinado de la sedimentación, intercepción y difusión y verificaron que, para las partículas de densidad igual a $1,05 \text{ g/cm}^3$, la eficiencia de colección de un grano aislado presenta un valor mínimo cuando el tamaño de las partículas suspendidas es del orden de $1,4 \mu\text{m}$, como se muestra en la figura 9-5.

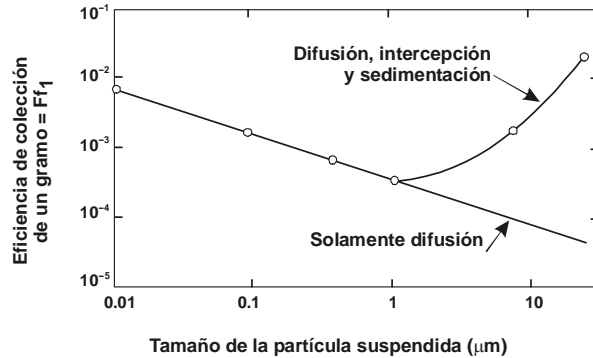


Figura 9-5. Eficiencia del transporte de partículas

De un modo general, se puede concluir que la eficacia de colección de las partículas suspendidas es inversamente proporcional a la velocidad de aproximación V , al diámetro de los granos del medio filtrante D y a la viscosidad μ , y que la eficiencia de colección es una función de las características de la suspensión.

2.2 Mecanismos de adherencia

La adherencia entre las partículas transportadas y los granos está gobernada, principalmente, por las características de las superficies de las partículas suspendidas y de los granos. Las partículas se pueden adherir directamente tanto a la superficie de los granos como a partículas previamente retenidas. La importancia de las características de las superficies es evidente cuando se considera la filtración de una suspensión de arcilla en un lecho de arena con una velocidad de aproximación del orden de $1,5 \text{ mm/s}$. La eficiencia de remoción es inferior a 20% cuando no se emplea coagulante; por lo tanto, la filtración de la misma suspensión coagulada con una sal de Al^{+++} o Fe^{+++} puede producir una eficiencia de remoción superior a 95%. En el primer caso, se tiene una cantidad elevada de partículas estables, en tanto que, en el segundo caso, la mayor parte de las partículas fueron desestabilizadas.

La adherencia se atribuye a dos tipos de fenómenos: interacción entre las fuerzas eléctricas y las de Van der Waals, y al enlace químico entre las partículas y la superficie de los granos de un material intermediario. Se ha sugerido, incluso, que la filtración no es más que un caso especial de la floculación, donde algunas partículas son fijas (aquellas adheridas inicialmente a los granos) y otras suspendidas.

2.2.1 Interacción combinada de las fuerzas electrostáticas y las de Van der Waals

De un modo general, las partículas sólidas sumergidas en agua presentan cargas en sus superficies, debido a una o más de las siguientes razones:

- Disociación de iones en la superficie de las partículas.
- Cargas no balanceadas debido a las imperfecciones de la estructura del cristal.
- Reacciones químicas con iones específicos de la suspensión, con formación de enlaces químicos.
- Sustitución isomórfica en la estructura del cristal.

En la interfaz sólido-líquido existe una capa de iones de carga opuesta a la del sólido, conocida como *capa estacionaria* o *compacta*, y otra de iones esparcidos, también de carga opuesta, denominada *capa difusa*. Esta capa electroquímica doble establece un potencial de repulsión entre las partículas de la suspensión con cargas eléctricas semejantes. La magnitud de este potencial de repulsión y la distancia a la cual se extiende su campo de acción son afectadas por la composición química de la suspensión.

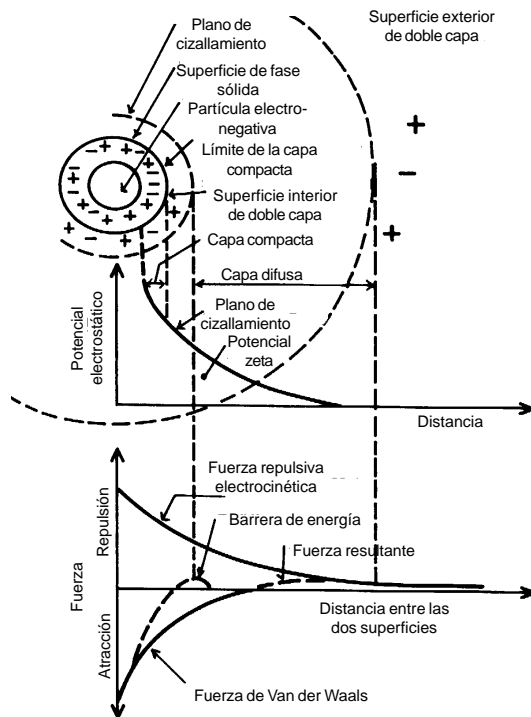


Figura 9-6. Potencial zeta según Johnson Alexander

Las características de la interfaz sólido-líquido han sido evaluadas en términos del potencial zeta, que es la media de la energía requerida para llevar una carga unitaria desde el infinito hasta un plano que separe el resto de la dispersión, a la sección de la capa difusa que se mueve junto con las partículas (figura 9-6).

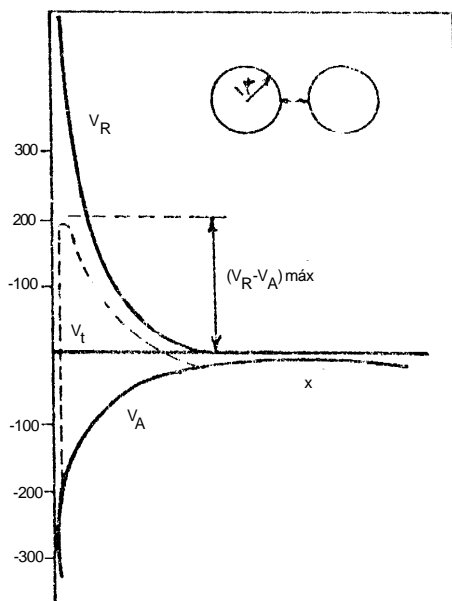


Figura 9-7. Variación del potencial de atracción o repulsión en función de la distancia entre dos esferas

Las fuerzas de atracción entre los átomos y entre las partículas fueron postuladas por Van der Waals para explicar la diferencia entre los gases ideales, los reales, y los vapores. Estas fuerzas son resultantes de varias acciones diferentes, como el efecto de Keeson, la inducción y la dispersión.

Entre las partículas sólidas es posible que se produzcan interacciones por cualquiera de estos dos o tres efectos mencionados; por lo tanto, solamente la contribución debida a la dispersión se adiciona y hace efectiva a una distancia inferior a 500 ángstroms (Å°). Por ese motivo, la interacción de las fuerzas de Van der Waals entre las partículas sólidas es, en muchas ocasiones, referida como interacción de dispersión.

Si en una dispersión coloidal, las únicas fuerzas entre las partículas fueran las de atracción de Van der Waals y las de repulsión eléctrica, se podría calcular el efecto global de interacción por la adición de ambas como contribuciones. La figura 9-7 representa la variación de la energía de repulsión y atracción, y el efecto global entre dos partículas esféricas de radio igual a $1 \mu\text{m}$.

Con el fin de reducir la estabilidad de los coloides para que se adhieran entre sí con las partículas suspendidas y los granos del medio filtrante, el valor de la resultante, $(V_R - V_A) \text{ máx}$, debe reducirse o, preferentemente, anularse. La interacción entre las partículas suspendidas y los granos del medio filtrante puede entenderse mejor a través del análisis de las figuras 9-8, 9-9 y 9-10.

En cualquiera de los casos, se considera que los granos del medio filtrante tienen cargas superficiales negativas.

La figura 9-8 muestra el caso de una partícula de arcilla cargada negativamente y de forma no redondeada. La barrera de energía, $(V_R - V_A)_{máx}$, evita que ocurra adherencia entre las partículas y los granos del medio filtrante; por lo tanto, si se considerara que algunas arcillas, como la caolinita, pueden tener tanto regiones positivas como negativas cuando el pH de la suspensión es bajo, es de esperar que algunas partículas sean removidas de la suspensión.

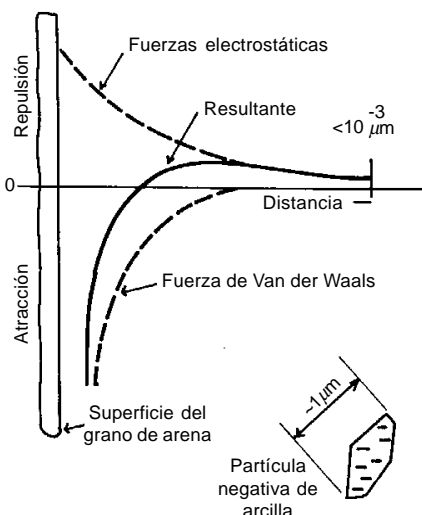


Figura 9-8. Interacción entre el grano de arena y la partícula de arcilla cargada negativamente

En el caso de la figura 9-9, la arcilla en forma de placas es representada

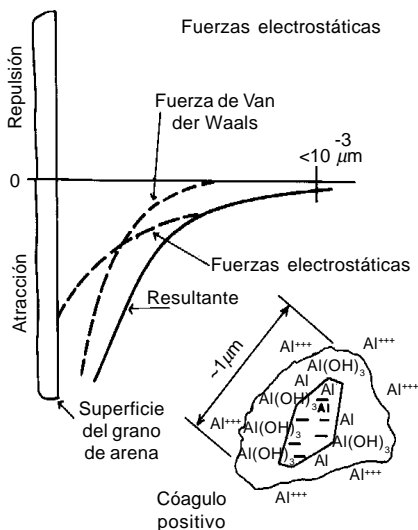


Figura 9-9. Interacción entre el grano de arena y la partícula con carga positiva en exceso

como coágulo; esto es, un flóculo de tamaño aproximadamente igual a $1 \mu\text{m}$, donde los productos de hidrólisis del aluminio son incorporados de modo que la carga superficial resultante es positiva. La barrera de energía es sustituida por un potencial positivo, resultante de la suma de los efectos de las fuerzas de Van der Waals y las electrostáticas. La adherencia entre partículas y granos resulta del contacto entre ambos. La eficiencia de remoción es elevada al principio, pero, a medida que la superficie de los granos se torna positiva, la eficiencia disminuye. La situación es semejante a la que se tiene en las operaciones de coagulación y floculación, cuando se produce la reversión del potencial Z.

En el caso de la figura 9-10, las partículas están en el punto isoeléctrico; esto es, en el punto neutro. La barrera de energía desaparece y del contacto puede resultar una adherencia y filtración eficiente. En la práctica, esta condición puede no ser satisfactoria en el caso de filtros de arena, debido a que se produciría una excesiva deposición de partículas en las capas superiores y al rápido aumento de la pérdida de carga. A pesar de no haber sido estudiada con profundidad, la eficiencia de los filtros de arena es mayor cuando los flóculos son negativos.

2.2.2 Enlace químico entre las partículas y la superficie de los granos

Como se sabe, la desestabilización de los coloides es efectuada por los productos de la hidrólisis que a determinados pH se polimerizan.

Las cadenas poliméricas adheridas a las partículas dejan sus segmentos extendidos en el agua, los que pueden ser adsorbidos por otras partículas o por sitios vacantes en los granos del filtro. Este fenómeno es independiente de las fuerzas de Van der Waals y de las cargas electrostáticas.

El uso de ayudantes de filtración o polielectrolitos inyectados en el afluente al filtro puede, por eso, ser de gran utilidad para aumentar la adhesión de la materia suspendida al medio filtrante.

Las partículas con sus segmentos poliméricos adheridos, al atravesar las constricciones del medio filtrante, se enlazan con los segmentos sueltos adsorbidos por los granos o por los de partículas ya adheridas al lecho filtrante y quedan en esta forma retenidas.

Las leyes que gobiernan la adsorción de polímeros deben tenerse en cuenta también en este caso.

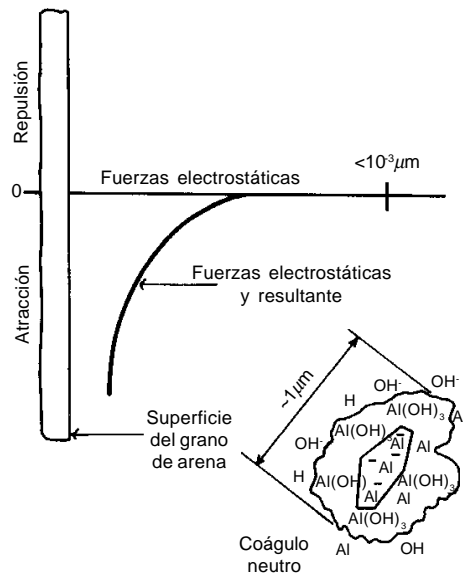


Figura 9-10. Interacción entre el grano de arena y la partícula de arcilla con carga positiva

3. CINÉTICA DE LA FILTRACIÓN

3.1 Introducción

No obstante el extenso conocimiento de los mecanismos de la filtración, no se ha podido llegar a encontrar un modelo matemático que describa con precisión el comportamiento de los diferentes parámetros de operación de los filtros. No existe, hasta ahora, ninguna fórmula o conjunto de fórmulas con las cuales, asumidos determinados valores, se puedan calcular los diferentes parámetros que inciden en el funcionamiento de un filtro.

Obviamente, esta dificultad no limita el hecho de poder determinar los parámetros del proceso de filtración experimentalmente.

Resulta, entonces, conveniente realizar estudios con filtros piloto, cuando se quiera conocer el comportamiento de un determinado filtro con una cierta suspensión, ya que cualquier alteración en esta o el medio filtrante significa un cambio en los parámetros del proceso.

Sin embargo, los modelos matemáticos resultan útiles para la mejor comprensión del proceso de filtración. Un gran número de autores ha desarrollado expresiones matemáticas que establecen relaciones entre las diferentes variables del proceso.

3.2 Balance de masas

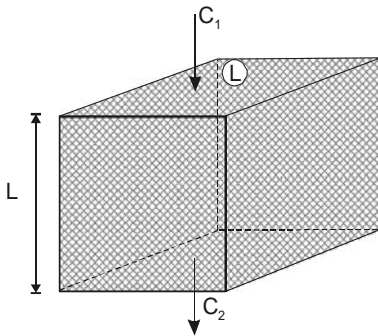


Figura 9-11. Elemento del lecho filtrante

El balance de masas tiene una doble finalidad en el análisis de la filtración. En primer lugar, conjuntamente con la ecuación que describe la remoción de partículas suspendidas, permite determinar la distribución de los depósitos en el medio filtrante en función de la posición y del tiempo. En segundo lugar, el balance de masas conduce a una expresión que hace posible conocer la cantidad de sólidos removidos por unidad de volumen del medio filtrante.

La figura 9-11 representa un elemento del medio filtrante de área A y espesor ΔL . La variación de la concentración de la suspensión está dada por:

$$-\Delta C = (C_2 - C_1) \quad (2)$$

Donde:

- ΔC = Variación de la concentración de partículas (volumen de partículas suspendidas por volumen de suspensión).
 C_1 = Concentración de partículas suspendidas en el afluente (L^3/L^3).
 C_2 = Concentración de partículas suspendidas en el efluente (L^3/L^3).

Si se considera que Q es el caudal que escurre a través del elemento y se admite que el depósito específico aumenta una cantidad $\Delta\sigma$, al transcurrir un intervalo del tiempo Δt , se tiene que el volumen de partículas removidas de la suspensión es:

$$-\Delta C \cdot Q \cdot \Delta t \quad (3)$$

y el volumen de partículas acumuladas es:

$$-\Delta\sigma_a \cdot A \cdot \Delta L \quad (4)$$

Igualando ambas expresiones, se obtiene:

$$-\Delta C \cdot Q \cdot \Delta t = \Delta\sigma_a \cdot A \cdot \Delta L \quad (5)$$

Donde:

- Q = caudal (L^3T^{-1})
 Δt = intervalo de tiempo (T)
 $\Delta\sigma_a$ = variación del depósito específico absoluto (volumen de sólidos/volumen de medio filtrante, L^3/L^3)
 A = área, en planta, del elemento de volumen del medio filtrante (L^2)
 ΔL = espesor del elemento de volumen del medio filtrante (L)

Reordenando la ecuación (5) se obtiene, en su forma diferencial, la ecuación (6):

$$\frac{\partial C}{\partial L} \cdot V + \frac{\partial \sigma_a}{\partial t} = 0 \quad (6)$$

Donde:

V = velocidad de filtración o tasa de filtración (Q/A)

La ecuación (6) representa la relación entre la variación de la concentración de partículas suspendidas con la profundidad, y la variación del depósito específico absoluto con el tiempo, para la velocidad de filtración considerada.

La ecuación (6) fue propuesta por Iwasaki, hace más de 50 años, a través de estudios realizados en filtros lentos.

Muchas veces se considera al depósito específico efectivo (σ), que refleja el volumen que efectivamente ocupan las partículas removidas, para tener en cuenta de ese modo la porosidad de los depósitos.

$$\sigma = \beta \cdot \sigma_a \quad (7)$$

Donde:

σ = Depósito específico absoluto (volumen de depósito/volumen de medio filtrante).

β = Relación entre el volumen de los depósitos y el volumen de sólidos removidos.

De este modo, la porosidad local estará dada por:

$$\varepsilon = \varepsilon_o - \sigma \quad (8)$$

Donde:

ε_o = porosidad inicial (volumen de vacíos/volumen total del medio filtrante)

ε = porosidad del medio filtrante

De la combinación de las ecuaciones (6) y (7) se obtiene:

$$-\frac{\partial C}{\partial L} = \frac{1}{\beta \cdot V} \cdot \frac{\partial \sigma}{\partial t} \quad (9)$$

La ecuación (9) representa la variación de la concentración en función del espesor del medio filtrante y demuestra que la tasa de variación disminuye a medida que el depósito específico aumenta con el tiempo de operación del filtro.

Combinando las ecuaciones (8) y (9), se obtiene:

$$-\frac{\partial C}{\partial L} = \frac{1}{\beta \cdot V} \cdot \frac{\partial \varepsilon}{\partial t} \quad (10)$$

La ecuación (10) muestra que la tasa de variación de la concentración de la suspensión, en función del espesor del medio filtrante, disminuye a medida que la porosidad decrece con el tiempo de operación.

3.3 Modelos para la remoción de partículas suspendidas

La ecuación (9) se puede utilizar para prever la variación de σ en función de t , si se conoce la variación de C en función de L .

Se han propuesto innumerables modelos para describir la variación de la concentración de la suspensión a través del medio filtrante (cuadro 9-1). Estos modelos presentan la siguiente forma general:

$$-\frac{\partial C}{\partial L} = F \quad (C, \sigma, \text{parámetros del modelo}) \quad (11)$$

La ecuación (11) establece que la reducción de la concentración de partículas (C) a través de la profundidad del medio filtrante (L) es función de la concentración de partículas (C), del depósito específico (σ) y de parámetros específicos del modelo. La primera tentativa para determinar la función F fue hecha en 1937 por Iwasaki. A partir de estudios realizados con una variedad de partículas discretas, sin aplicación de coagulantes y con una velocidad de aproximación inferior a $12 \text{ m}^3/\text{m}^2 \times \text{d}$, Iwasaki propuso la siguiente ecuación:

$$-\frac{\partial C}{\partial L} = \lambda \cdot C \quad (12)$$

- λ = coeficiente del filtro o módulo de impedimento (L^{-1})
 C = concentración remanente de la suspensión (L^3/L^3)

Cuadro 9-1. Modelos matemáticos de filtración

Autor	Año	Expresión	Variables
Iwasaki	1937	$\frac{dI}{dL} = + \lambda I$	I = concentración por cm ²
Ives	1962	$\frac{dC}{dL} = - \lambda C$ $\lambda = \lambda_i K\sigma - \frac{\theta \sigma^2}{\rho_0 - \sigma}$	σ, C, ρ_0
Ives	1969	$\lambda = \lambda_i \left(1 + \frac{\beta\sigma}{\rho_0}\right)^y \left(1 + \frac{\sigma}{\rho_0}\right)^z \left(1 + \frac{\sigma}{\sigma_v}\right)^x$	β, ρ_0, σ
Deb	1970	$C = \frac{V}{\rho_0 - \sigma} \frac{dC}{dL} + \frac{dC}{dt}$	C ρ_0
Adín y Rebhun	1970	$\frac{d\sigma}{dt} = K_1 C (F - \sigma) - K_2 \sigma J$	F = capacidad del filtro J = gradiente hidráulico K_1, K_2 = coeficiente de adherencia y desprendimiento. σ, C
Ginn y Otros	1992	$\frac{dC}{dZ} = 1,5 \left(\frac{1 - \rho_0}{dc}\right) \alpha n_0 C$	d = diámetro del grano n_0 = eficiencia de remoción del colector α = factor de eficiencia de las colisiones

Conviene mencionar que la ecuación (12) fue desarrollada para filtros lentos, donde la acción física de cernido es dominante. Al inicio de la filtración, cuan-

do el medio filtrante está limpio, el empleo de la ecuación (12) se basa en la hipótesis de que cualquier subcapa del mismo presenta la misma eficiencia de remoción y que la suspensión es uniforme al entrar y salir de una subcapa cualquiera. Asimismo, la integración de la ecuación (12), que muestra la variación de la concentración en función de una exponencial con el espesor del lecho filtrante (para $t = 0$), respalda el siguiente resultado:

$$C = C_0 \cdot e^{-\lambda_0 L} \quad (13)$$

C_0 = concentración inicial de partículas suspendidas (L^3/L^3)
 λ_0 = coeficiente inicial de filtración (L^{-1})

La ecuación (13), que muestra la variación de la concentración en función de una exponencial con el espesor del lecho filtrante (para $t = 0$), está representada en la figura 9-12.

Durante la filtración se produce una colmatación progresiva de los poros y, por consiguiente, varía la eficiencia de remoción de las diversas subcapas, lo que invalida el empleo de la ecuación (13). En consecuencia, se deben tener en cuenta las variaciones que se producen en los poros, las que dependen de la profundidad del medio filtrante y del tiempo. La complejidad de estas variaciones se puede demostrar fácilmente mediante un ejemplo numérico. Se considera una suspensión de 1.000 unidades arbitrarias de concentración inicial, que escurre a través de un medio filtrante dispuesto en cuatro subcapas, de modo que su eficiencia sea de 70%. Al inicio, cuando $t = 0$, se obtienen los resultados presentados en el cuadro 9-2.

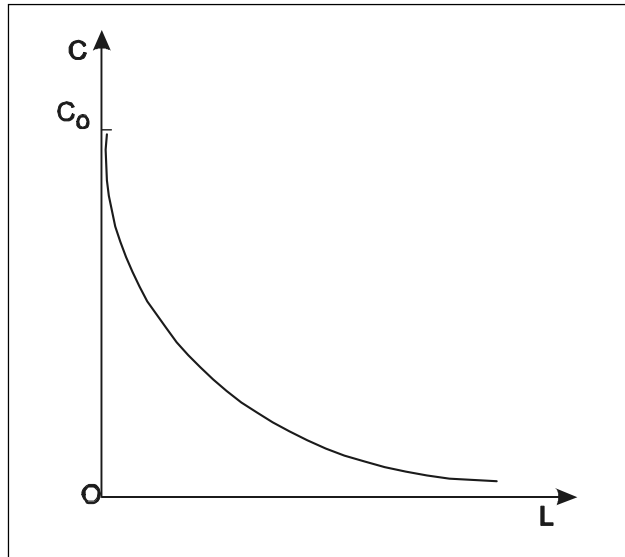


Figura 9-12. Variación de la concentración en función del espesor del lecho filtrante para $t = 0$

Cuadro 9-2. Resultados de un ejemplo numérico de remoción de partículas suspendidas

Subcapa	Concentración	Depósito final
Afluente	1.000	-
1	300	700
2	90	210
3	27	63
4	8	19

Con el correr del tiempo, la primera subcapa habrá alterado su eficiencia debido a las 700 unidades que habrán pasado a ocupar sus poros. La subcapa 2 también, debido a las 210 unidades, y así sucesivamente. Por lo tanto, cada subcapa removerá una proporción diferente en relación con la suspensión afluente, lo que se acentuará con el transcurso del tiempo. Para explicar este fenómeno, se han considerado dos teorías: la de retención y arrastre de partículas, y la del coeficiente de filtración modificado.

3.4 Retención y arrastre de partículas

De acuerdo con la teoría de retención y arrastre de partículas, y considerando un caudal constante, las partículas retenidas en los poros causan el estrechamiento de los canales, lo que trae como consecuencia un aumento de la velocidad intersticial. Este incremento hace que parte de las partículas retenidas sean arrastradas a las capas inferiores, de tal modo que la cantidad arrastrada sea proporcional a la existente en cada capa. Este arrastre de una fracción del material conduce a una disminución de la tasa de incremento de σ para la subcapa considerada.

La figura 9-13 muestra que existe una condición limitante en la superficie del medio filtrante y que progresa a través de todo el espesor del mismo. Cuando

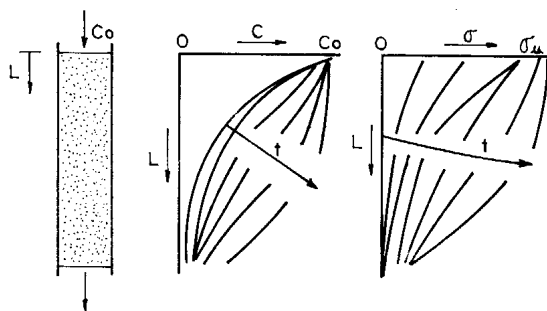


Figura 9-13. Variación de C y σ en función de L

se llega a esta condición en todo el medio filtrante, el depósito específico alcanza un valor de saturación σ_u y la concentración C no se altera ($C = C_0$).

3.5 Coeficiente de filtración modificado

Si nos basamos en la teoría de retención y arrastre, λ permanece constante durante el proceso de filtración. No obstante, se ha verificado que λ varía con σ . Los modelos que relacionan λ con σ se basan en la hipótesis de que la variación de la eficiencia del filtro se debe a variaciones de la geometría de los poros, causadas por la retención de partículas. De este modo, la superficie específica de los poros es un factor importante que debe ser considerado, pues la velocidad intersticial aumenta debido al estrechamiento de los canales por los que escurre la suspensión.

El modelo matemático general que relaciona λ con σ puede obtenerse si se consideran los tres casos individuales que se mencionan a continuación, y se combinan posteriormente para obtener un resultado global. En primer lugar, se considera al medio filtrante como un conjunto de esferas individuales. En segundo lugar, se supone que el medio filtrante está representado por un conjunto de capilares cilíndricos individuales. Finalmente, se considera que la velocidad intersticial es modificada por la cantidad promedio de depósito en cualquier elemento de volumen del medio filtrante.

3.6 Modelos matemáticos que relacionan λ con σ

El cuadro 9-3 muestra los principales modelos que relacionan λ con σ , constantes y valores de los exponentes x , y y z .

El modelo propuesto por Iwasaki fue obtenido a partir de estudios con filtros lentos, y el de Sakthivadival a partir de la filtración de partículas no coloidales en un medio granular. En ambos casos, los modelos resultantes prevén un crecimiento lineal de λ con σ . La aplicación de estos modelos está limitada a los filtros, en los cuales la acción física de cernido es dominante.

El modelo propuesto por Heertjes y Lerk se desarrolló a partir del concepto de célula unitaria (poro aislado), donde las partículas próximas a su superficie estarían bajo la acción de la resultante de las fuerzas de rozamiento y de Van der Waals. Shekhtman supuso arbitrariamente que, debido al aumento de σ y de la velocidad intersticial, λ decrecería linealmente con el aumento de σ . Se puede

observar en el cuadro 3 que λ será igual a 0 cuando $\sigma = \varepsilon_0$, lo cual es improbable porque la acción física de cernido estará actuando y, por lo tanto, λ será diferente de cero.

Tanto Maroudas y Eisenklan, como Wright y colaboradores, propusieron un modelo basado en la hipótesis de que la eficiencia global en una capa del lecho filtrante es proporcional a la relación entre las fuerzas de arrastre y la resultante de las fuerzas que mantienen a las partículas adheridas a la superficie de los granos. Aunque este modelo haya sido verificado experimentalmente, su aplicación parece ser limitada, pues no tiene en cuenta el aumento de λ al inicio de la filtración ni tampoco el periodo en que λ permanece prácticamente invariable con el aumento de σ .

El modelo propuesto por Mackerle muestra una fase de aumento y otra de disminución de λ con el aumento de σ . A pesar de las dificultades para determinar los exponentes y y z , este comportamiento normalmente es observado en la práctica, a excepción del inicio de la filtración, cuando se verifica un crecimiento lineal de λ con el aumento de σ .

El modelo propuesto por Stein, a pesar de tener en cuenta las deficiencias mostradas por algunos modelos anteriores, es de aplicación práctica restringida debido a la dificultad de determinar cuatro parámetros (K_1 , K_2 , λ_0 , σ_u).

El modelo propuesto por Mintz y Kristhul fue desarrollado a partir de la teoría del transporte de sedimentos en medios porosos. Es interesante observar que a pesar de la diferencia matemática entre los modelos de Maroudas y Eisenklan por un lado y Mintz y Kristhul por otro, el significado físico es el mismo, pues en cualquier caso, el valor máximo de σ es σ_u en cualquiera de las capas del medio filtrante.

El modelo propuesto por Yao y colaboradores se basa en un colector esférico, en el cual las partículas son removidas por difusión, intercepción y sedimentación. Dependiendo del tamaño de las partículas de la suspensión, uno u otro de estos mecanismos será el dominante. Este modelo se verificó en la práctica utilizando microesferas de látex; por ello no puede garantizarse que el modelo sea aplicable en condiciones reales, en que las suspensiones están constituidas generalmente por partículas floculentas.

Cuadro 9-3. Modelos matemáticos que relacionan λ con σ

Modelo	Exponentes	$\lambda = F()$	Observaciones
Iwasaki Sakthivadival	X=Z=0 Y=1	$\lambda = \lambda_0 + a_1 \cdot \sigma$	$a_1 = \frac{b \cdot \lambda_0}{\epsilon_0}$, b = 1
Herejes Shekhtman Lerk	X=Y=0 Z=1	$\lambda = \lambda_0 \left(1 - \frac{\sigma}{\epsilon_0}\right)$	
Maroudas y Eisenklan Wright, Kavanaugh y Pearson	Y=Z=0 X=1	$\lambda = \lambda_0 \left(1 - \frac{\sigma}{\sigma_u}\right)$	
Mackerle	X=0	$\lambda = \lambda_0 \left(1 - \frac{b \sigma}{\epsilon_0}\right)^y \cdot \left(1 - \frac{\sigma}{\epsilon_0}\right)^z$	
Ives	X=Y=Z=1	$\lambda = \lambda_0 + a_1 \cdot \sigma - \frac{a_2 \sigma^2}{\epsilon_0 - \sigma}$	a_1, a_2 , parámetros
Stein	X=Z=0 Y=1	(*) $\lambda = \lambda_0 \left(\frac{1 + K_1 \cdot \sigma}{\sigma}\right)$ (**) $\lambda = \lambda_0 \left(\frac{1 - K_2 \cdot \sigma}{1 - K_2 \cdot \sigma_u}\right)^4$	(*) $K_1 = 1/\epsilon$, b = 1 (válido cuando λ decrece con σ) (**) $K_2 =$ coeficiente (válido cuando λ decrece con σ)
Mintz y Kristhul		$\lambda = \lambda_0 \left(1 + \frac{C_0 \cdot \sigma}{C \cdot \sigma_u}\right)$	C, C_0 = concentraciones de partículas suspendidas (vol/vol)
Deb		$\bar{\lambda} = M_1 \left(\frac{X}{\epsilon_0 - \sigma}\right)^{M_2}$	$\bar{\lambda}$ = Coeficiente adimensional; M_1, M_2 constantes. X^* = parámetro
Yao, Habibian y O'Melia		$\lambda = \frac{3}{2} \left(\frac{1 - \epsilon_0}{D}\right) n \cdot \alpha$	n = eficiencia de colección de un colector esférico aislado α = Factor de colisión
O'Melia y Ali		$\lambda = \frac{3}{2} \left(\frac{1 - \epsilon_0}{D}\right) \eta \cdot r$ $\eta r = \alpha \cdot n + N \cdot \alpha \rho \cdot \eta \rho \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^2$	n = Número de partículas suspendidas $\alpha \rho$ = Factor de colisión entre partículas retenidas y partículas suspendidas $\eta \rho$ = Eficiencia de colección entre partículas retenidas y partículas suspendidas.

El modelo propuesto por O'Melia y Ali fue obtenido a partir del modelo de Yao y colaboradores, pero teniendo en cuenta el efecto del aumento de la superficie específica debido a las partículas previamente retenidas.

3.7 Pérdida de carga en un medio filtrante

Al pasar un fluido Q a través de un lecho filtrante granular de profundidad L , la fricción que el fluido sufre al atravesar los poros produce una pérdida de carga h , como indica la figura 9-14.

Al comenzar la operación de un filtro, los granos del lecho están limpios y la pérdida de carga se deberá solamente al tamaño, forma y porosidad del medio filtrante y a la viscosidad y velocidad del agua.

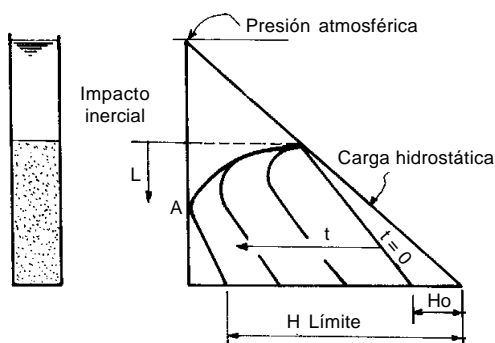


Figura 9-14. Variación de la pérdida de carga en función de (L) y (t)

Si el fluido no tuviera partículas en suspensión, esta pérdida de carga inicial será constante a través de toda la carrera de filtración. Pero, como ordinariamente contiene sólidos en suspensión, estos irán recubriendo los granos del lecho, incrementarán su diámetro y disminuirán su porosidad inicial, con lo que la pérdida de carga irá incrementándose por la disminución del área de paso del flujo.

Resulta de aquí que deben considerarse dos clases de pérdida de carga:

- Una pérdida de carga inicial, que es la mínima que puede producir el filtro y que llamaremos h_0
- Una pérdida de carga por colmatación, que será función del tiempo $h\phi(t)$. Esto es:

$$h_t = h_0 + h\phi(t) \quad (14)$$

3.7.1 Pérdida de carga inicial

La pérdida de carga inicial puede calcularse a partir de la ecuación de Kozeny, que solo es aplicable para esferas con flujo laminar, el cual solo se presenta cuando el número de Reynolds es menor que 10.

$$h_o = f \frac{v}{g} L \frac{(1 - \epsilon_o)^2}{\epsilon_o^3} v \left(\frac{A}{V} \right)^2 \quad (15)$$

Donde:

f	=	constante experimental y adimensional, igual a 5
v	=	viscosidad cinemática
g	=	aceleración de la gravedad
L	=	profundidad del lecho
ϵ_o	=	porosidad inicial
V	=	velocidad de filtración
$\frac{A}{V}$	=	relación área de la partícula /volumen de la partícula

Siendo $\frac{A}{V} = \frac{6}{D}$, para partículas esféricas, donde D es el diámetro de la partícula, se tiene la ecuación de Kozeny:

$$h_o = f \frac{v}{g} L \frac{(1 - \epsilon_o)^2}{\epsilon_o^3} v \left(\frac{6}{D} \right)^2 \quad (16)$$

En la práctica, sin embargo, los granos ni son esféricos ni tienen tamaño uniforme ni el flujo es laminar sino transicional. Por lo tanto, la ecuación (15) debe ajustarse para los siguientes casos:

- Cuando los granos no son esféricos, pero son de diámetro uniforme.

En este caso hay que introducir un coeficiente de esfericidad (C_e).

$\frac{A}{V} = \frac{6}{C_e D}$, que, reemplazado en (15), resulta:

$$h_o = f \frac{v}{g} L \frac{(1 - \epsilon_o)^2}{\epsilon_o^3} v \left(\frac{6}{C_e D} \right)^2 \quad (17)$$

- Cuando los granos no son esféricos ni de diámetro uniforme ni están estratificados en el lecho.

Este es el caso de los filtros lentos. Hay que considerar la dispersión de las partículas así:

$$\frac{A}{V} = \frac{6}{C_e} \sum_{i=1}^i \frac{X_i}{d_i} \quad (18)$$

Donde:

- X_i = Fracción en peso de material retenido entre dos tamices consecutivos, en un ensayo granulométrico.
- d_i = Diámetro promedio geométrico entre dos tamices.

Reemplazando (18) en (15), se tiene:

$$h_0 = f \frac{v}{g} L \frac{(1 - \epsilon_0)^2}{\epsilon_0^3} v \left(\frac{6}{D} \sum_{i=1}^i \frac{X_i}{d_i} \right)^2 \quad (19)$$

- Cuando los granos no son esféricos ni de diámetro uniforme, pero están estratificados en el lecho.

En este caso, la pérdida de carga total será igual a la suma de las pérdidas de carga en cada capa, si se entiende por capa el conjunto de partículas comprendidas entre dos tamices consecutivos.

$$h_0 = \sum_{i=1}^i h_i \quad (20)$$

Todo lecho filtrante se estratifica naturalmente cuando se lava con flujo ascendente, capaz de expandir los granos y hacer que estos, al suspender el lavado, se coloquen de menor a mayor, según sus densidades y sus diámetros. Las partículas más grandes y pesadas irán al fondo. Por eso, en los filtros rápidos, el lecho está estratificado, mientras que en los lentos no. La porosidad en uno y en otro caso es diferente; es mayor en los rápidos que en los lentos, en los cuales, por no haber estratificación, los granos pequeños se meten en los grandes y disminuyen el área de paso o la porosidad.

Si se supone que la porosidad no varía en las diferentes capas, en cada una se cumple que $L_i = X_i L$, donde L_i es el espesor de una capa.

Reemplazando estos conceptos en (15), se tiene:

$$h_o = f \frac{v}{g} V \frac{(1 - \varepsilon_o)^2}{\varepsilon_o^3} \frac{36}{C_o^2} L \left(\sum_{i=1}^i \frac{X_i}{d_i^2} \right) \quad (21)$$

3.8 Lavado de medios filtrantes

Durante el proceso de filtrado, los granos del medio filtrante retienen material hasta obstruir el paso del flujo, lo que obliga a limpiarlos periódicamente.

En los filtros rápidos esto se realiza invirtiendo el sentido del flujo, inyectando agua por el falso fondo, expandiendo el medio filtrante y recolectando en la parte superior el agua de lavado.

3.8.1 Fluidificación de medios porosos

Cuando se introduce un flujo ascendente en un medio granular, la fricción inducida por el líquido al pasar entre las partículas produce una fuerza que se dirige en sentido contrario a la del peso propio de los granos y que tiende a reorientarlos en la posición que presente la menor resistencia al paso del flujo.

Por lo tanto, cuando la velocidad de lavado es baja, el lecho no se expande y su porosidad no se modifica mayormente. Pero, a medida que se va incrementando dicha velocidad, las fuerzas debidas a la fricción van aumentando hasta llegar a superar el peso propio de las partículas, momento en el cual estas dejan de hacer contacto, se separan y quedan suspendidas libremente en el líquido.

Si se aumenta aún más la velocidad de lavado, la altura del medio filtrante se incrementará proporcionalmente a la velocidad del fluido, como se muestra en la figura 9-15, y la porosidad crecería en igual forma para dejar pasar el nuevo caudal, pero conservando la velocidad intersticial y la resistencia al paso del agua aproximadamente iguales.

Por lo tanto, solo cuando el lecho no está expandido la pérdida de carga es una función lineal de la velocidad del flujo ascendente, pero en cuanto este se fluidifica, la pérdida de carga alcanza su valor terminal máximo.

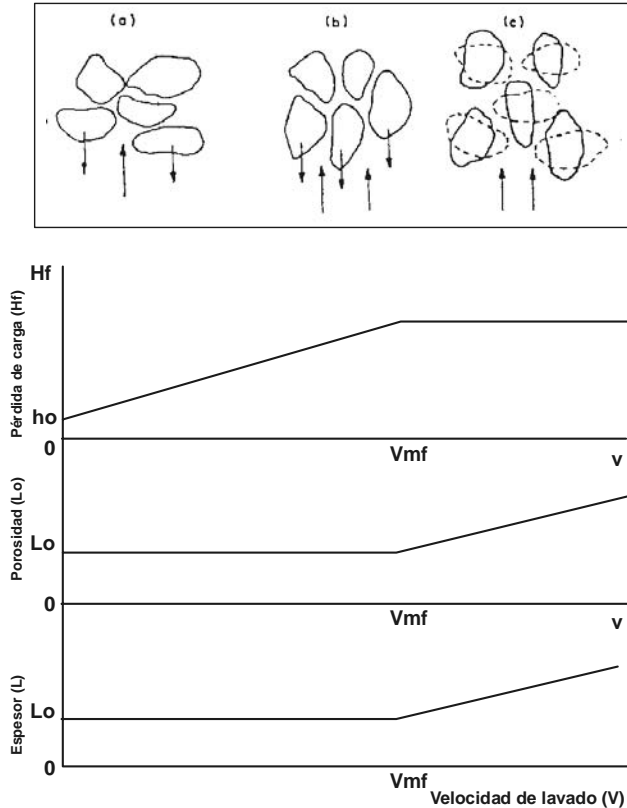


Figura 9-15. Pérdida de carga, profundidad del lecho y porosidad *versus* velocidad de lavado

La fluidificación es descrita por Cleasby y Fan como el flujo ascendente de un fluido (gas o líquido) a través de un lecho granular, a una velocidad suficiente para suspender los granos en el fluido, mientras que la velocidad mínima de fluidificación (V_{mf}) es la velocidad superficial del fluido requerida para el inicio de la fluidificación.

Según Vaid y Gupa, la fluidificación de una capa de partículas con un tamaño uniforme y de una misma densidad comienza a una velocidad definida (V_{mf}). Cuando se tienen valores bajos de V_{mf} , todas las partículas están en estado fijo, mientras que para velocidades por encima de V_{mf} , todas las partículas están en estado fluidificado. Un aspecto importante notado en este estudio es la composición de la capa; es decir, las proporciones de los diversos tamaños de granos de la

misma densidad. La composición del lecho influye decisivamente en el valor de la velocidad mínima de fluidificación, por lo que no se puede evaluar el V_{mf} solo por el tamaño de los granos aislados.

3.8.2 Expansión de medios porosos

Las figuras 9-16, 9-17, 9-18, 9-19 y 9-20 presentan las curvas que relacionan el número de Reynolds con el número de Galileo para diferentes valores del coeficiente de esfericidad y porosidad del medio filtrante expandido. En general, para un lavado únicamente con agua en sentido ascensional, la velocidad varía en promedio entre 0,9 y 1,3 m/min. La expansión total de un medio filtrante se determina teniendo como dato la curva granulométrica y calculando la porosidad de las diferentes subcapas expandidas para determinada velocidad de lavado, conforme al modelo propuesto por Dharmarajah y Cleasby.

El número de Reynolds, R_e , se define por:

$$R_e = \frac{D_e \cdot V \cdot \rho}{\mu} \quad (22)$$

El número de Galileo, G_a , se define por:

$$G_a = \frac{D_e^3 \cdot \rho (\rho_s - \rho) g}{\mu^2} \quad (23)$$

Donde:

- D_e = diámetro equivalente
- V = velocidad del flujo de agua
- μ = viscosidad dinámica
- ρ = densidad del agua
- ρ_s = densidad del material filtrante
- g = aceleración de la gravedad

La porosidad del lecho expandido (ε_e) se determina por:

$$\varepsilon_e = 1 - \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{X_i}{\varepsilon_i}} \quad (24)$$

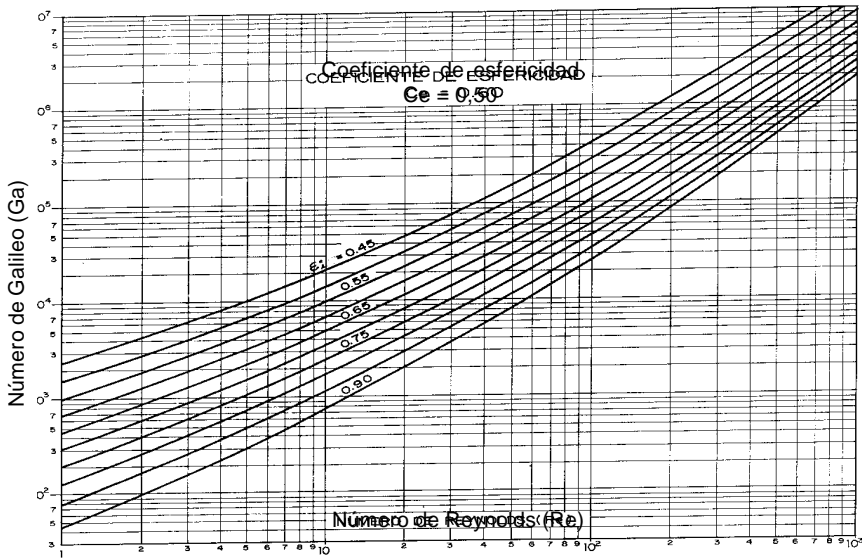


Figura 9-16. Relación del número de Reynolds con el número de Galileo para $C_e = 0,50$

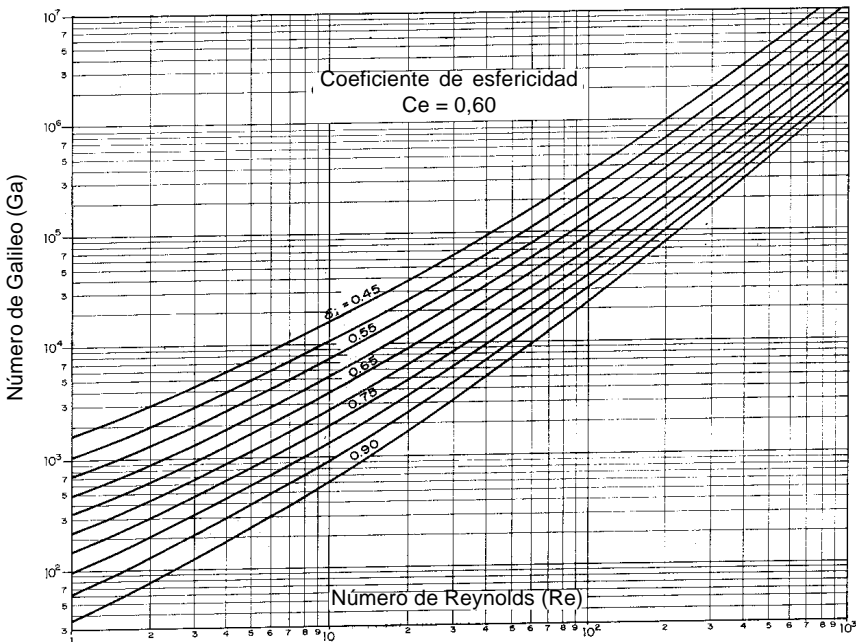


Figura 9-17. Relación del número de Reynolds con el número de Galileo para $C_e = 0,60$

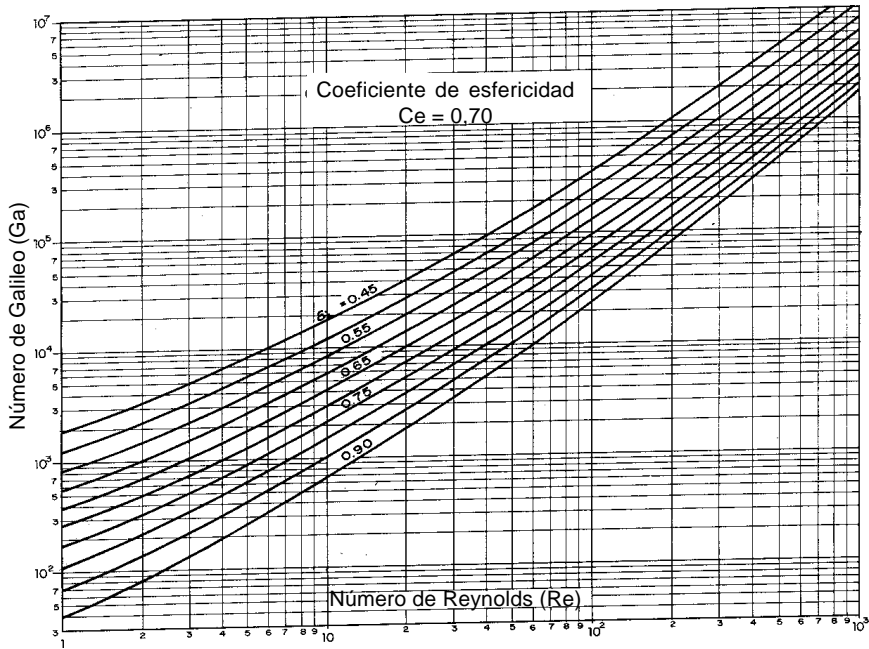


Figura 9-18. Relación del número de Reynolds con el número de Galileo para $C_e = 0,70$

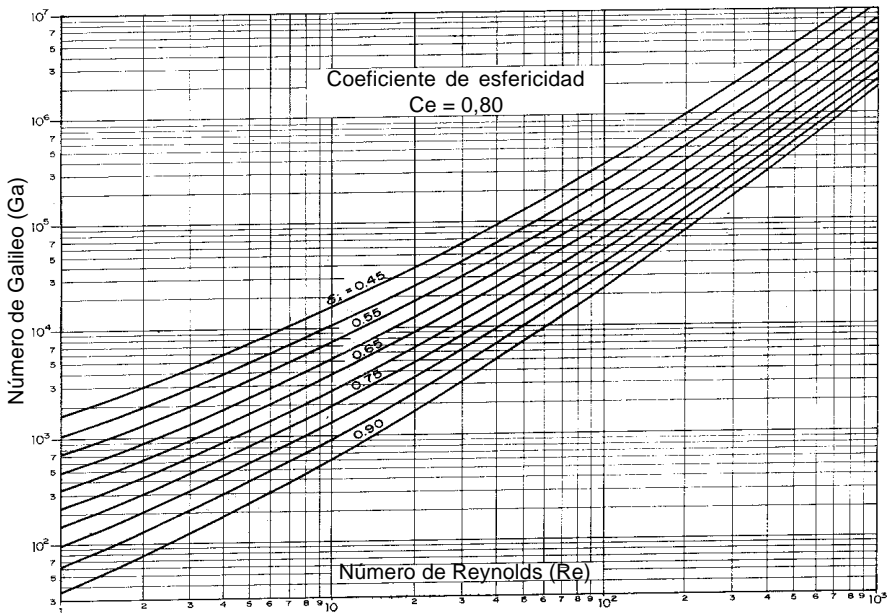


Figura 9-19. Relación del número de Reynolds con el número de Galileo para $C_e = 0,80$

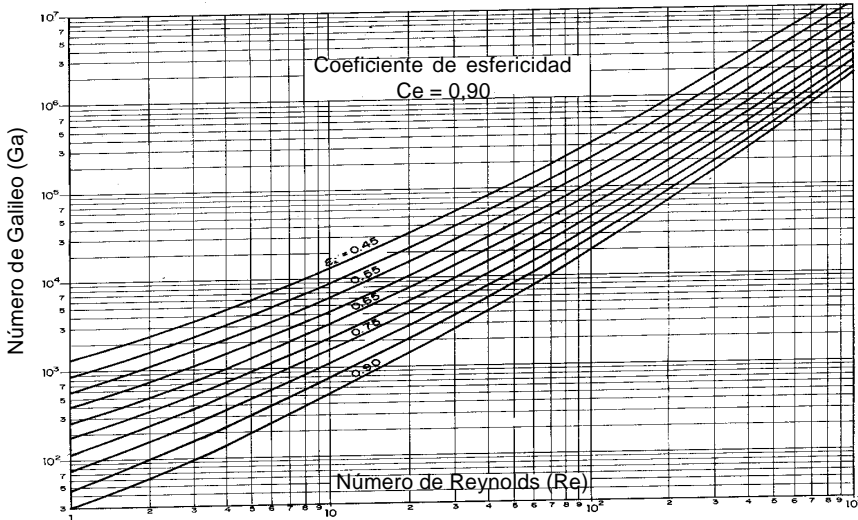


Figura 9-20. Relación del número de Reynolds con el número de Galileo para $C_e = 0,90$

La expansión total (E) será igual a:

$$E = \frac{\epsilon_e - \epsilon_0}{1 - \epsilon_0} = \frac{l_e - l_0}{l_0} \tag{25}$$

Donde:

- ϵ_i = porosidad expandida de la capa
- ϵ_0 = porosidad del lecho estático
- X_i = fracción en peso de material retenido entre dos tamices consecutivos
- L_0 = espesor del lecho estático
- L_e = espesor del lecho expandido

3.8.3 Pérdida de carga en medios filtrantes expandidos

La pérdida de carga en el medio filtrante expandido es determinado por la ecuación que se indica a continuación, ya que la pérdida de carga en ese caso resulta igual al peso de los granos de cada material que compone el medio.

Cualquiera de las dos ecuaciones es válida:

$$h_i = (1 - \epsilon_d) L_0 \left(\frac{\rho_s - \rho_a}{\rho_a} \right) \tag{26}$$

$$h_i = (1 - \varepsilon_e) L_e \left[\frac{\rho_s - \rho_a}{\rho_a} \right] \quad (27)$$

Donde:

- h_i = pérdida de carga del material expandido
 ρ_s = masa específica del material filtrante
 ρ_a = masa específica del agua

La pérdida de carga total en el medio filtrante expandido será igual a la suma de la pérdida de carga en cada material que lo compone, en el caso de tener medios filtrantes múltiples.

4. FACTORES QUE INFLUYEN EN LA FILTRACIÓN

La eficiencia de la filtración está relacionada con las características de la suspensión, del medio filtrante, de la hidráulica de la filtración y la calidad del efluente. Por ejemplo, la filtración de agua cruda en filtros lentos de arena, y la de agua coagulada en filtros rápidos de arena resultan de interacciones distintas entre los granos del medio filtrante y las partículas suspendidas, pues un factor importante en la filtración lenta puede, muchas veces, no ser importante para la filtración rápida.

Se presentan a continuación los principales factores que influyen en la filtración rápida.

4.1 Características de la suspensión

De modo general, la eficiencia de remoción de partículas suspendidas en un medio filtrante está relacionada con las siguientes características de la suspensión:

- a) tipo de partículas suspendidas;
- b) tamaño de partículas suspendidas;
- c) densidad de partículas suspendidas;
- d) resistencia o dureza de las partículas suspendidas (flóculos);
- e) temperatura del agua por filtrar;

- g) potencial zeta de la suspensión; y
- h) pH del afluente.

4.1.1 Tipos de partículas suspendidas

La filtración de flóculos que no sedimentan en una planta de ablandamiento difiere sustancialmente del caso en que se tienen flóculos provenientes de un pretratamiento con un coagulante de una sal de hierro o aluminio. Por otro lado, el tipo de partículas primarias presentes en el agua cruda influye en la eficiencia de la filtración. Por ejemplo, la existencia de algas en el afluente influye en la formación de curvas de pérdida de carga de manera más acentuada que aquellos casos en que el afluente solo posee partículas suspendidas coaguladas de arcilla o sílice.

4.1.2 Tamaño de las partículas suspendidas

Existe un tamaño crítico de partículas suspendidas, del orden de 1 μm , el cual genera menos oportunidad de contacto entre la partícula suspendida y el grano del medio filtrante. Este hecho se puede observar desde el principio, cuando el medio filtrante está limpio, hasta el final de la carrera de filtración. Algunos productos químicos, como los coagulantes tradicionales y los polímeros, pueden usarse para ajustar el tamaño de las partículas suspendidas de modo de obtener una eficiencia mayor. Las partículas menores que el tamaño crítico serán removidas eficientemente, debido, principalmente, a la difusión; mientras que las mayores también serán removidas eficientemente debido a la acción de otros mecanismos, como la intercepción y la sedimentación.

4.1.3 Densidad de las partículas suspendidas

Cuanto mayor sea la densidad de las partículas suspendidas, mayor será la eficiencia de remoción de las partículas de tamaño superior al tamaño crítico, mencionado anteriormente.

4.1.4 Resistencia o dureza de los flóculos

La dureza de los flóculos es otro factor importante en la filtración rápida, pues los flóculos débiles tienden a fragmentarse y penetrar fácilmente en el interior del medio filtrante, lo que favorece el traspaso final de la turbiedad límite, mientras que los flóculos duros o resistentes no se fragmentan fácilmente, pero producen una pérdida de carga mayor.

Las figuras 9-21 y 9-22 muestran los efectos de la resistencia de los flóculos en la duración de la carrera de filtración y en el desarrollo de la pérdida de carga.

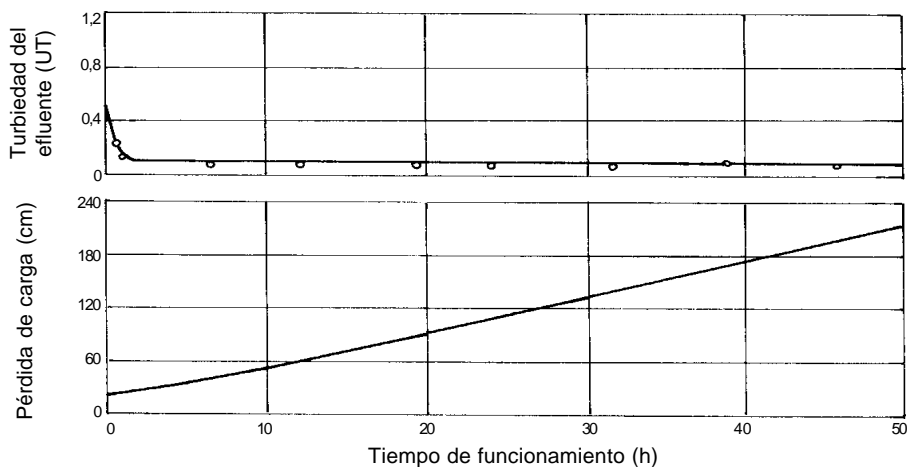


Figura 9-21. Efecto de flóculos resistentes en la calidad del efluente y duración de la carrera de filtración para las siguientes condiciones: (1) turbiedad del agua cruda = 30-45 UNT; (2) dosis de sulfato de aluminio = 7 mg/L; (3) dosis de sílice activada = 20 mg/L; (4) turbiedad del afluente del filtro = 2 UNT; (5) tasa de filtración = 120 m³/m²/día

4.1.5 Temperatura del agua por filtrar

En general, el aumento de temperatura conduce a una eficiencia mayor, pues se tiene un aumento de energía termodinámica en las partículas del agua y, consecuentemente, la difusión se vuelve un mecanismo importante cuando se tienen partículas suspendidas menores de un micrómetro. Por otro lado, la disminución de la viscosidad facilita la acción del mecanismo de sedimentación de partículas mayores de un micrómetro.

4.1.6 Concentración de partículas suspendidas en el afluente

Cuando el medio filtrante se encuentra limpio, la eficiencia de remoción depende de la concentración de partículas suspendidas en el afluente.

Después de algún tiempo de filtración, la eficiencia de remoción aumenta con el aumento de la concentración de las partículas suspendidas en el afluente, pues las partículas retenidas hacen de colectoras de otras partículas suspendidas.

Evidentemente, al existir una eficiencia de remoción mayor con el aumento de la concentración, la curva de pérdida de carga en función del tiempo será más acen- tuada.

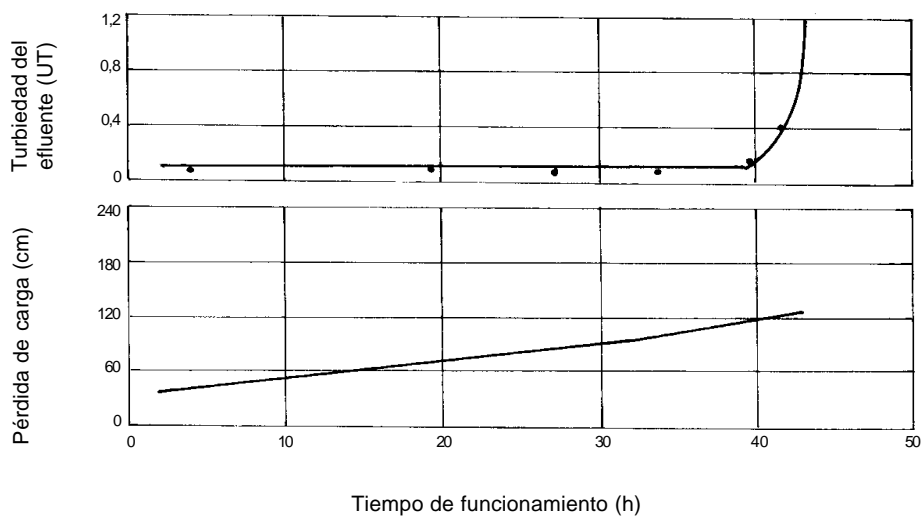


Figura 9-22. Efecto de los flóculos débiles en la calidad del agua filtrada y duración de la carrera de filtración para las siguientes condiciones: (1) turbiedad del agua cruda = 20 UNT; (2) dosis de sulfato de aluminio = 100 mg/L; (3) dosis de carbón activado = 2 mg/L; (4) tasa de filtración = 120 m³/m²/día; (5) turbiedad del afluente al filtro = 15 UNT

4.1.7 Potencial zeta de la suspensión

Cuando las partículas suspendidas y los granos del medio filtrante tienen potencial zeta del mismo signo, la interacción entre las capas dificulta la adherencia, lo cual reduce la eficiencia de remoción. Como los materiales filtrantes usuales presentan potenciales zeta negativos, sería conveniente que las partículas suspendidas tuviesen potencial zeta neutro o positivo.

4.1.8 pH del afluente

El pH influye en la capacidad de intercambio iónico entre las partículas suspendidas y los granos del medio filtrante. Para valores de pH inferiores a 7,0, disminuye el intercambio de cationes y aumenta el intercambio de aniones sobre las superficies positivas; mientras que, para valores de pH superiores a 7,0, se produce un aumento en el intercambio de cationes y una disminución en el intercambio de aniones sobre las superficies negativas.

4.2 Características del medio filtrante

Entre las características del medio filtrante que influyen en la filtración, destacan:

- a) tipo del medio filtrante;
- b) características granulométricas del material filtrante;
- c) peso específico del material filtrante; y
- d) espesor de la capa filtrante.

4.2.1 Tipo del medio filtrante

El medio filtrante debe seleccionarse de acuerdo con la calidad que se desea para el agua filtrada. Adicionalmente, debe tenerse en cuenta la duración de la carrera de filtración (capacidad de retención) y la facilidad de lavado. Un medio filtrante ideal es aquel de granulometría determinada y cierto peso específico, que requiere una cantidad mínima de agua para ser lavado de manera eficiente y que es capaz de remover la mayor cantidad posible de partículas suspendidas, para producir un efluente de buena calidad.

La arena ha sido el medio filtrante comúnmente empleado. A pesar de producir un efluente de mejor calidad, la arena de granulometría menor presenta una carrera de filtración más corta que la de granulometría mayor. En todo caso, la estratificación de la arena se da en un filtro rápido como consecuencia del lavado en contracorriente, con los granos de menor tamaño en las capas superiores y los de mayor tamaño en las inferiores. La estratificación, por lo tanto, favorece la retención de la mayor parte de partículas en las capas superiores, lo que hace posible que exista presión inferior a la atmosférica en el interior del medio filtrante, situación indeseable no solo por la posibilidad de formación de burbujas de aire sino también por la compactación de parte del medio filtrante; de este modo, se perjudica el proceso de filtración y se dificulta el lavado.

El problema producido por la estratificación puede controlarse usando arena con coeficiente de uniformidad próximo a la unidad y arena preparada entre dos mallas consecutivas; por ejemplo, entre las de aberturas iguales a 0,42 y 0,59 mm. A pesar de ser esta la condición ideal, pues se ahorra agua para el lavado, la preparación de la arena no resultaría económicamente ventajosa. En la práctica, lo común es especificar la arena con un coeficiente de uniformidad inferior a 1,5.

Hace más de 25 años, Conley y Pitman realizaron investigaciones empleando una capa de antracita, de granulometría mayor, dispuesta sobre la arena de granulometría menor. Como el peso específico de la antracita es inferior al de la arena, los inconvenientes de la estratificación, así como los del medio filtrante constituido exclusivamente de arena, se controlan en forma satisfactoria. Debido a que cuando se usan tasas de filtración elevadas, la calidad del agua filtrada no puede ser inferior a la obtenida con filtros de un solo medio de arena, los filtros de medios múltiples fueron investigados con mayor profundidad, y se llegó a medios filtrantes constituidos por cinco capas con los siguientes materiales: poliestireno, antracita, arena, granate y magnetita. A pesar de que la calidad del efluente es sustancialmente superior y la pérdida de carga considerablemente inferior a la del filtro de medio único de arena, los filtros de tres, cuatro o cinco capas no se han utilizado comúnmente en las plantas de tratamiento porque, además de la dificultad para adquirir los materiales, existe el inconveniente de la intermezcla excesiva de los granos mayores con los menores, entre las capas adyacentes de materiales diferentes.

La filtración en medios filtrantes dobles, constituidos por antracita y arena, es, desde todo punto de vista, superior a la filtración en medios constituidos únicamente por arena, como lo demuestran los trabajos de investigación realizados en instalaciones piloto y en prototipos, publicados por la Water Research Association, en Inglaterra.

La elección del medio filtrante depende de innumerables factores. Entre los más importantes figuran la calidad deseada para el efluente, los costos y la facilidad de adquisición de los materiales en el mercado, y la existencia de personal calificado para operar las instalaciones de filtración.

4.2.2 Características granulométricas del material filtrante

Los materiales filtrantes deben ser claramente especificados, de manera que no quede duda alguna sobre su granulometría. Los parámetros que se deben emplear para este fin son los siguientes:

- **Tamaño efectivo:** en relación con el porcentaje (en peso acumulado) que pasa por las mallas de una serie granulométrica, el tamaño efectivo se refiere al tamaño de granos correspondiente al porcentaje de 10%.

- Coeficiente de uniformidad (CU): en relación con el porcentaje (en peso acumulado) que pasa por las mallas de una serie granulométrica, el coeficiente de uniformidad es igual a la relación entre el tamaño de los granos correspondientes a 60% y el tamaño de los granos correspondiente a 10%. Sería mejor que este coeficiente se llamase *de desuniformidad*, pues su valor se incrementa a medida que el material granular es menos uniforme.
- Forma: la forma de los granos normalmente se evalúa en función del coeficiente de esfericidad (C_e). El coeficiente de esfericidad de una partícula se define como el resultado de la división del área superficial de la esfera de igual volumen a la del grano por el área superficial de la partícula considerada. Como es obvio, este valor resulta igual a la unidad para las partículas esféricas y menor de uno para las irregulares.
- Tamaño mínimo: tamaño por debajo del cual no deben encontrarse granos en el medio filtrante.
- Tamaño máximo: tamaño por encima del cual no deben encontrarse granos en el medio filtrante.

Cuando se trata de seleccionar el material para lechos múltiples, se debe hacerlo con el criterio de obtener un grado de intermezcla que no disminuya sustancialmente la porosidad en la región común entre las capas adyacentes de materiales diferentes. Específicamente para el caso de lechos dobles de arena y antracita, se recomienda considerar las siguientes relaciones:

- El tamaño de los granos de antracita correspondiente a 90% en peso (referente al que pasa) y el tamaño de los granos de arena correspondiente a 10% en peso (referente al que pasa = tamaño efectivo) deben mantener una relación de 3,0.
- El tamaño de los granos de antracita correspondiente a 90% en peso (referente al que pasa) y el tamaño de los granos de antracita correspondiente a 10% en peso (referente al que pasa) deben mantener una relación de 2.

Normalmente, la antracita se prepara entre las mallas de la serie Tyler de aberturas 0,59 y 1,68 ó 2,00 mm, con un tamaño efectivo que varía entre 0,80 y 1,10 mm, y un coeficiente de uniformidad inferior a 1,5. La arena normalmente es preparada entre las mallas de aberturas entre 0,42 y 1,19 ó 1,41 mm, con un

tamaño efectivo que varía entre 0,50 y 0,60 mm y un coeficiente de uniformidad inferior a 1,5.

4.2.3 El peso específico del material filtrante

El peso específico (P_p) del material es igual al peso de los granos dividido por el volumen efectivo que ocupan los granos.

El cuadro 9-4 muestra valores normales para el coeficiente de esfericidad y peso específico de los materiales filtrantes más usuales.

Cuadro 9-4. Valores normales de materiales filtrantes

Material	Coefficiente de esfericidad	Peso específico (g/cm ³)
Arena	0,75 - 0,80	2,65 - 2,67
Antracita	0,70 - 0,75	1,50 - 1,70
Granate	0,75 - 0,85	4,00 - 4,20

4.2.4 El espesor de la capa filtrante

En una planta de tratamiento de agua con filtros de dos o más capas, es relativamente difícil fijar un espesor de medio filtrante para el cual los filtros funcionen constantemente en condiciones ideales, porque la calidad del afluente varía considerablemente durante el año. La experiencia ha demostrado que existe una relación entre el espesor de la capa de arena y la de antracita en un filtro de dos medios; en general, el espesor de la capa de antracita representa de 60 a 80%; y la arena, de 20 a 40% del espesor total del medio filtrante. De este modo, un medio filtrante de 70 cm de espesor tendrá aproximadamente 50 cm de antracita y 20 cm de arena.

Asimismo, para el caso de filtros de lecho simple, la experiencia y diversas investigaciones han permitido establecer espesores recomendados para diferentes casos: filtración de agua decantada, filtración directa o filtración descendente o ascendente.

4.3 Características hidráulicas

Las características hidráulicas que influyen en la eficiencia de la filtración son las siguientes:

- tasa de filtración;
- carga hidráulica disponible para la filtración;
- método de control de los filtros;
- calidad del efluente.

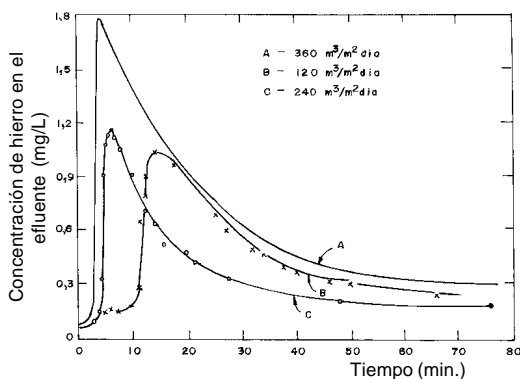


Figura 9-23. Variación de la calidad del efluente al inicio de la carrera de filtración

4.3.1 Tasa de filtración

El empleo de tasas de filtración bajas no asegura, necesariamente, la producción de agua filtrada de mejor calidad y mayor volumen de agua producida por carrera de filtración. La figura 9-23 muestra el efecto de las diferentes tasas de filtración al inicio de la carrera. Se nota que luego de algunos minutos, la calidad del efluente es prácticamente la misma cuando el pretratamiento se realiza con eficiencia. Sin embargo, cuando el pretratamiento es deficiente, la calidad del efluente filtrado es mejor para tasas de filtración más bajas.

La figura 9-24 muestra la variación de la turbiedad durante una carrera de filtración para diferentes tasas, en filtros de antracita y arena, utilizando agua decantada, después de coagulada y floculada con sulfato de aluminio y cal, como afluente. Se observa que la calidad del efluente no es afectada sustancialmente por una tasa de filtración entre 300 y 480 m³/m²/día.

La figura 9-25 muestra la mejora que se consigue en la calidad del agua filtrada cuando se aplican pequeñas dosis de polielectrolitos en el afluente.

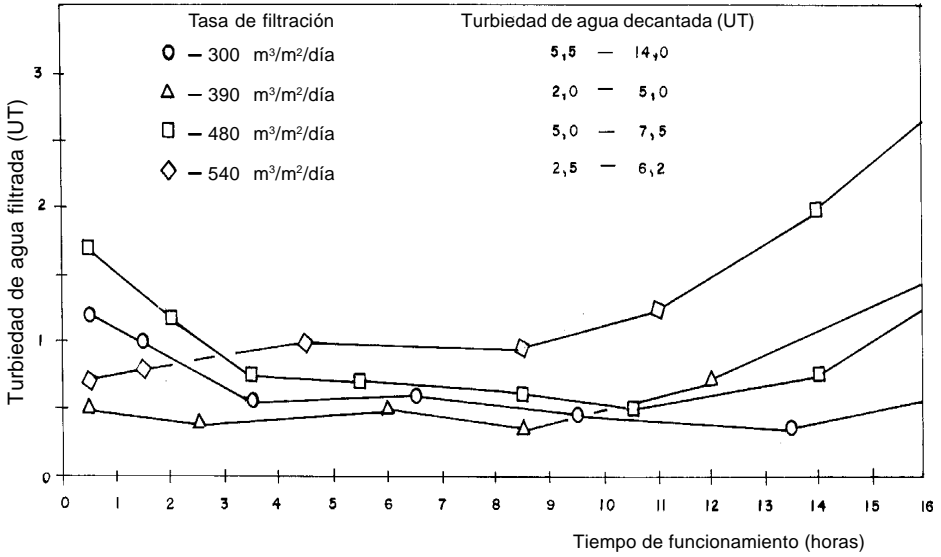


Figura 9-24. Influencia de la tasa de filtración en la calidad del agua filtrada sin el empleo de auxiliar

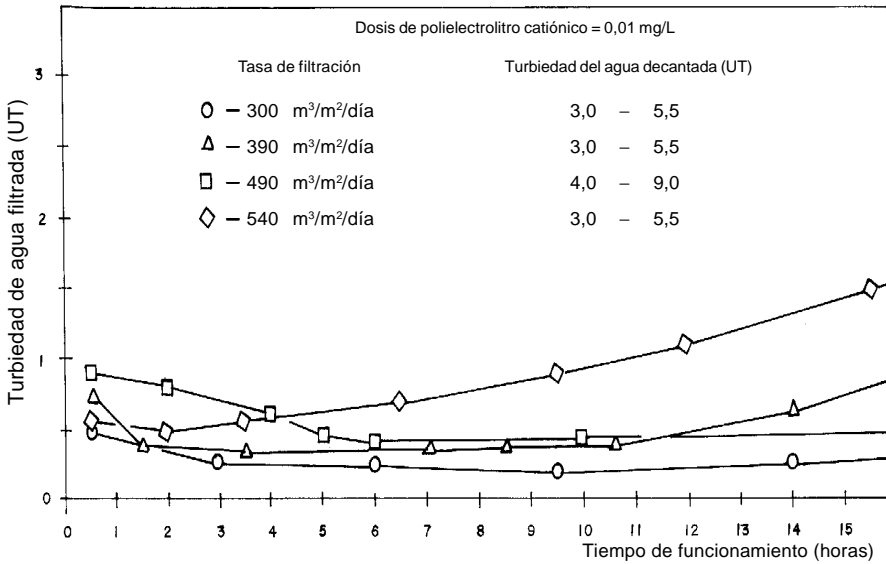


Figura 9-25. Influencia de la tasa de filtración en la calidad del agua filtrada cuando se emplea auxiliar de filtración

Estudios realizados por Cleasby y Baumann en filtros de arena, cuyos resultados se muestran en la figura 9-26, indican que existe una tasa de filtración para la cual un volumen de agua filtrada es mayor por unidad de pérdida de carga.

Este fenómeno también fue verificado por Di Bernardo al realizar investigaciones con filtros de arena y antracita en sistemas de filtración directa. La figura 9-27 muestra que el volumen de agua filtrada por unidad de filtro es mínimo para una tasa de 240 m³/m²/día.

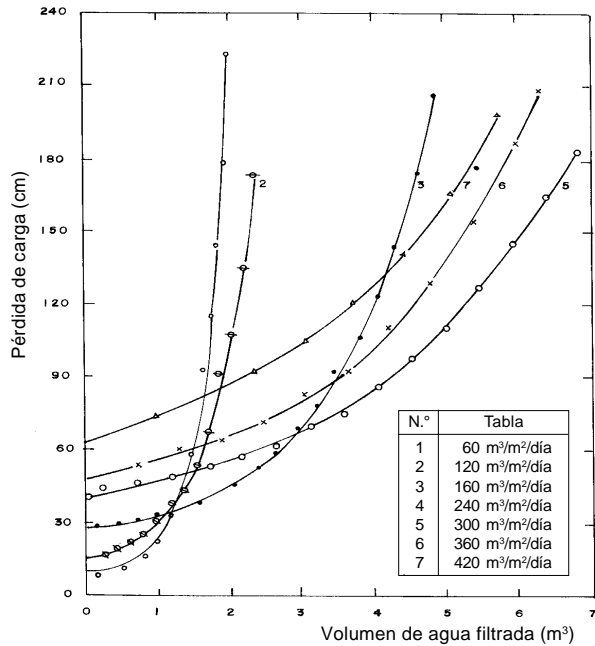


Figura 9-26. Volumen de agua filtrada en función de la pérdida de carga para diferentes tasas de filtración

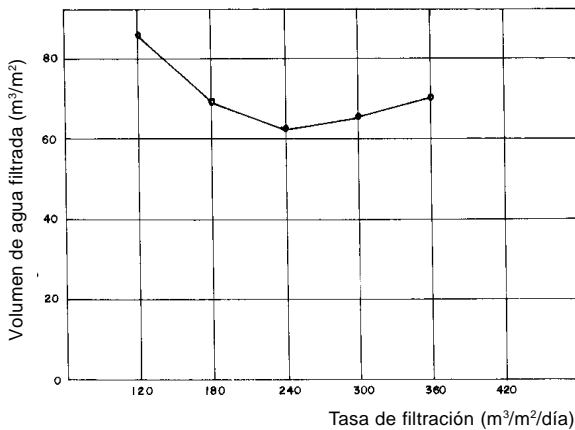


Figura 9-27. Tasa de filtración *versus* volumen total de agua filtrada

Las variaciones de la tasa de filtración durante una carrera de filtración son muchas veces inevitables y pueden afectar sustancialmente la calidad del efluente. Entre los principales estudios realizados para verificar la influencia de la variación de esta tasa en la calidad del agua filtrada, destacan los trabajos de Cleasby y colaboradores, Segall y Okun y Tuepker.

De modo general, los efectos de las variaciones de tasa de filtración dependen, principalmente, de la magnitud de la variación producida, de la tasa de filtración, de la pérdida de carga presentada por el filtro en el momento en que ocurre la variación de la tasa de filtración y de la forma en la que se realiza la variación. Las figuras 9-28 y 9-29 muestran los efectos de la variación instantánea y gradual de la tasa de filtración y del empleo de polielectrolitos en la calidad del agua filtrada.

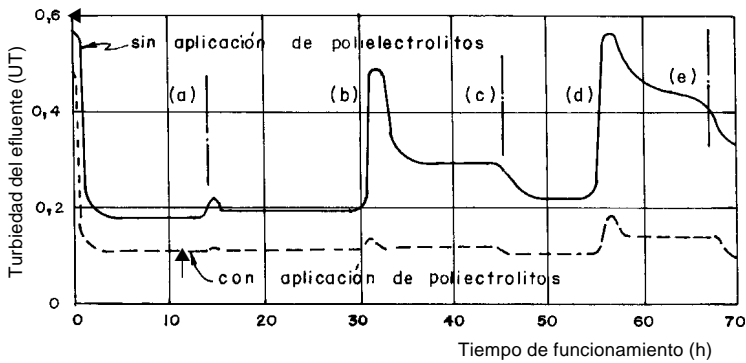


Figura 9-28. Influencia de la variación brusca de la tasa de filtración en la calidad del efluente: (a) aumento de la tasa de 120 a 150 m³/m²/día en 10 segundos; (b) aumento de la tasa de 120 a 210 m³/m²/día en 10 segundos; (c) reducción de la tasa de filtración de 210 a 150 m³/m²/día; (d) aumento de la tasa de filtración de 150 a 210 m³/m²/día; (e) reducción de la tasa de 210 a 150 m³/m²/día

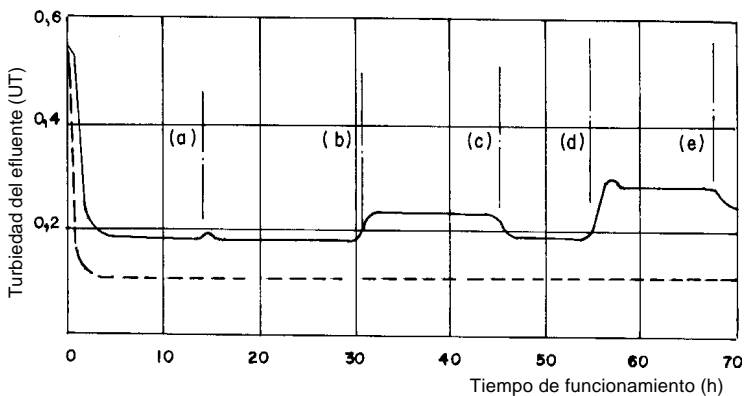


Figura 9-29. Influencia de la variación gradual de la tasa de filtración en la calidad del efluente: los aumentos y reducciones fueron de la misma magnitud que los de la figura 9-28

4.3.2 Carga hidráulica disponible para la filtración

La carga hidráulica que se debe fijar en un filtro influye significativamente en la duración de la carrera de filtración. Este parámetro es empírico y normalmente es seleccionado por el proyectista. Sin embargo, estudios realizados por Di Bernardo y Cleasby mostraron que los filtros de tasa declinante producen carreras de filtración más largas que los de tasa constante para una misma pérdida de carga en el medio filtrante y la misma tasa de filtración promedio. Esto significa que los filtros de tasa constante necesitarían una carga hidráulica disponible superior a los de tasa declinante para obtener carreras de filtración de la misma duración.

Por otro lado, fijar la carga hidráulica con la que un filtro o un sistema de filtración debe operar depende de otros factores, como el espesor y la granulometría del medio filtrante, aspectos económicos, etcétera. Con cargas hidráulicas disponibles mayores, las carreras de filtración resultan más largas, pero, por otro lado, están los inconvenientes de compactación del medio filtrante que dificultan el lavado.

4.3.3 El método de control de los filtros

El método de control de los filtros también influye en la eficiencia de estas unidades. Los métodos de control operacional más utilizados son tasa constante y tasa declinante.

Mientras que en un filtro operado con tasa constante, este es forzado, hacia el final de su carrera de filtración, a operar con la misma tasa que al inicio de ella, es evidente que se obtendrá de él un agua filtrada de menor calidad que la que se obtiene de un filtro operado bajo la condición de que no se fuerce a la unidad a trabajar con una tasa mayor a su capacidad de filtración, definida por el nivel de colmatación del medio filtrante. Esta última descripción corresponde al caso de filtros que se operan con tasa declinante. Es una forma de operación en la que cada unidad tomará el caudal que está en capacidad de filtrar.

4.3.4 Calidad del efluente

La calidad del efluente está relacionada con diversas características inherentes al filtro propiamente dicho, al uso a que se destina al agua filtrada y a la existencia de una operación eficiente.

Los patrones de potabilidad varían entre los diversos países; por lo tanto, de un modo general, la turbiedad del efluente no debe superar las 5 UNT y, de preferencia, tampoco ser mayor de una UNT. Se aconseja que el agua filtrada no presente color; por lo tanto, se toleran valores inferiores a 5 UC. Desde el punto de vista bacteriológico, los filtros constituyen una barrera sanitaria a los microorganismos, al tener una eficiencia de remoción superior a 99%.

Es usual obtener agua filtrada que presente las condiciones antes mencionadas a través de filtros de capa única de arena y de dos o más capas. Sin embargo, la calidad del agua filtrada no es constante desde el inicio hasta el final de la carrera de filtración. Estudios realizados por

Armitharajah y Wetstein mostraron que la degradación inicial del efluente es el resultado del lavado con agua en contracorriente. La figura 9-30 muestra la variación de la calidad del agua filtrada después de que el filtro recién lavado entró en operación.

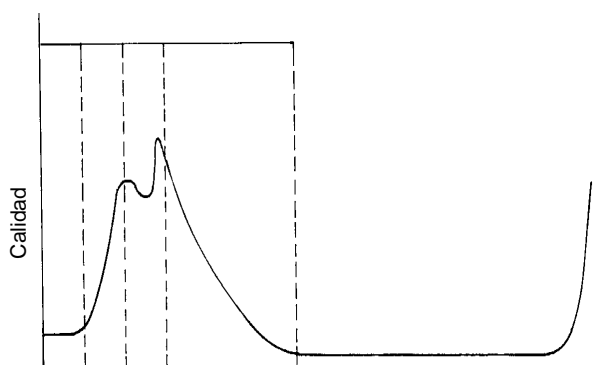


Figura 9-30. Variación de la calidad del efluente durante la carrera de filtración

Desde el punto de vista académico, representar los factores que influyen en la filtración por separado facilita la comprensión de la influencia que cada uno ejerce. En la realidad, la filtración es una operación compleja que no puede ser analizada simplemente en función de una variable, sin tener en cuenta la influencia de las demás. La filtración de diferentes suspensiones en un mismo medio filtrante y con las mismas características hidráulicas da como resultado efluentes de diferentes calidades y curvas de pérdida de carga de formas distintas. Algunas aguas presentan un periodo inicial de filtración con mejora considerable en la calidad del efluente, mientras que otras no la tienen o la presentan por un corto periodo. Algunas aguas tienen curva de pérdida de carga aproximadamente lineal, mientras que otras presentan curvas exponenciales de la pérdida de carga en función del tiempo.

5. TIPOS DE UNIDADES DE FILTRACIÓN

5.1 Clasificación

Los sistemas de filtración pueden ser clasificados teniendo en cuenta los siguientes parámetros: el lecho filtrante, el sentido del flujo durante la filtración, la forma de aplicar la carga de agua sobre el medio filtrante y la forma de control operacional.

El cuadro 9-5 resume las diferentes alternativas para cada uno de los parámetros que usualmente se utilizan para clasificar los filtros rápidos.

Cuadro 9-5. Clasificación de los filtros rápidos

Parámetro de clasificación			
Lecho filtrante	Sentido del flujo	Carga sobre el lecho	Control operacional
Simple (arena o antracita)	Descendente	A gravedad	Tasa constante y nivel variable
Lechos dobles o múltiples	Ascendente	A presión	Tasa constante y nivel constante
	Ascendente-descendente		Tasa declinante

5.2 Filtración por gravedad

La filtración rápida, realizada por gravedad, usualmente se emplea en las plantas de tratamiento para fines de abastecimiento público. El factor económico es la variable que define su preferencia de uso. Estas unidades pueden ser de flujo ascendente (“filtro ruso”) y ser operadas con tasa de filtración constante o declinante. Cuando es de flujo descendente, la filtración rápida puede realizarse con tasa declinante o constante en filtros de lecho único de arena o de lechos múltiples.

5.2.1 Filtración ascendente

La filtración ascendente presenta la ventaja de que el agua afluyente escurre en el sentido en que los granos del medio filtrante disminuyen de tamaño, lo que hace posible que todo el medio filtrante, constituido por arena, sea efectivo en la remoción de partículas suspendidas.

Aunque en la filtración ascendente de agua decantada las carreras de filtración resultan más largas si se las compara con la filtración descendente en lecho de arena, la carga hidráulica necesaria aguas arriba de los filtros y el mayor espesor de la capa han limitado mucho el uso de la filtración ascendente.

La aplicación más ventajosa de este tipo de unidades es la filtración directa, en la que los productos químicos se aplican y dispersan en el agua cruda antes de la filtración. En seguida, el agua es conducida a los filtros por la parte inferior. Este tipo de unidades están siendo muy utilizadas en algunos países de Europa, de América del Sur y de Centroamérica.

Las principales características comunes a estas unidades son las siguientes:

- a) Tasa de filtración: 120 a 200 m³/m²/día.
- b) Fondo de los filtros: tipo Leopold, tuberías perforadas y placas perforadas son los más comunes.
- c) Distribución de agua a los filtros: caja provista de vertederos, de la cual parten tuberías individuales o tuberías individuales provistas de medidores y reguladores de caudal.

La figura 9-31 muestra, en forma esquemática, el diseño de un filtro de flujo ascendente de tasa constante con fondo de placas perforadas.

5.2.2 Filtración descendente

Hasta hace pocos años, los filtros descendentes por gravedad eran diseñados para funcionar únicamente con tasa constante, y generalmente iban provistos de dispositivos automáticos de control de caudal y nivel. En los últimos años se han desarrollado tecnologías que han simplificado sensiblemente la forma de operación de los filtros de gravedad, como la operación mediante tasa declinante.

Este tipo de unidades es el que normalmente se prefiere diseñar en los sistemas de abastecimiento públicos. Su mayor simplicidad garantiza una adecuada operación. No obstante que no tienen las ventajas de la filtración ascendente, son más confiables considerando la dificultad de encontrar en las plantas de tratamiento personal con una adecuada cultura de operación.

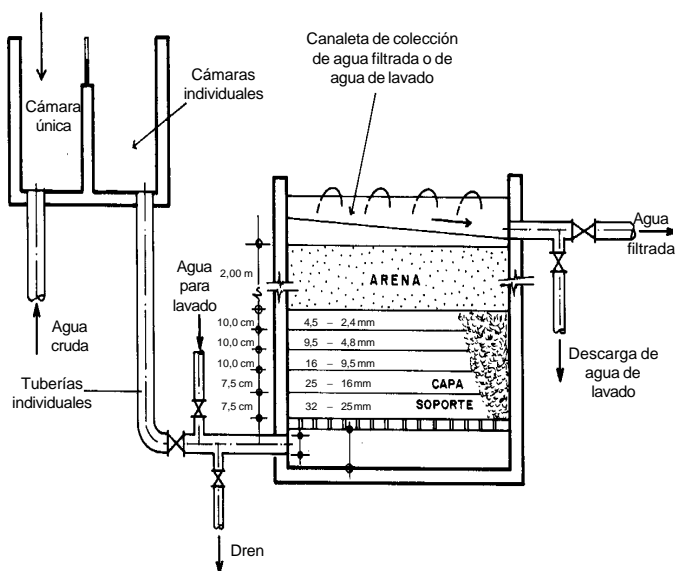


Figura 9-31. Esquema de un filtro de flujo ascendente y tasa constante

5.2.3 Filtración ascendente-descendente

La idea de realizar la filtración ascendente y descendente surgió después de constatar la posibilidad de fluidificación del medio filtrante al momento de la filtración ascendente y del consecuente perjuicio de la calidad del agua filtrada.

Surgieron los filtros denominados Bi-Flow, donde parte del agua cruda coagulada es introducida en la parte superior, y la restante en la parte inferior del filtro. La colección se hace por medio de tuberías provistas de bocas e instaladas en el interior del medio filtrante. La figura 9-32 presenta, en forma esquemática, este tipo de instalación.

A pesar de evitar los inconvenientes de posibles problemas derivados de la fluidificación del medio filtrante, este tipo de instalación presenta el inconveniente de que la colección del agua se hace en el interior del medio filtrante, donde las bocas se pueden obstruir con el tiempo, por lo que requieren un mantenimiento rutinario.

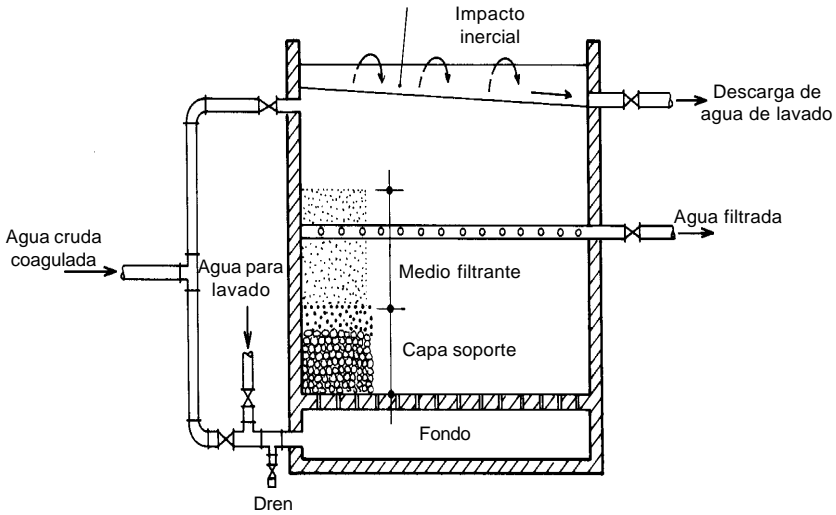


Figura 9-32. Esquema de un filtro Bi-Flow

Para controlar esta situación, aparecieron los superfiltros, los cuales realizan la filtración ascendente y descendente. Se realiza, en primer lugar, la filtración de flujo ascendente y, en seguida, la de flujo descendente. La figura 9-33 presenta un esquema en planta y en corte de una instalación típica de superfiltración.

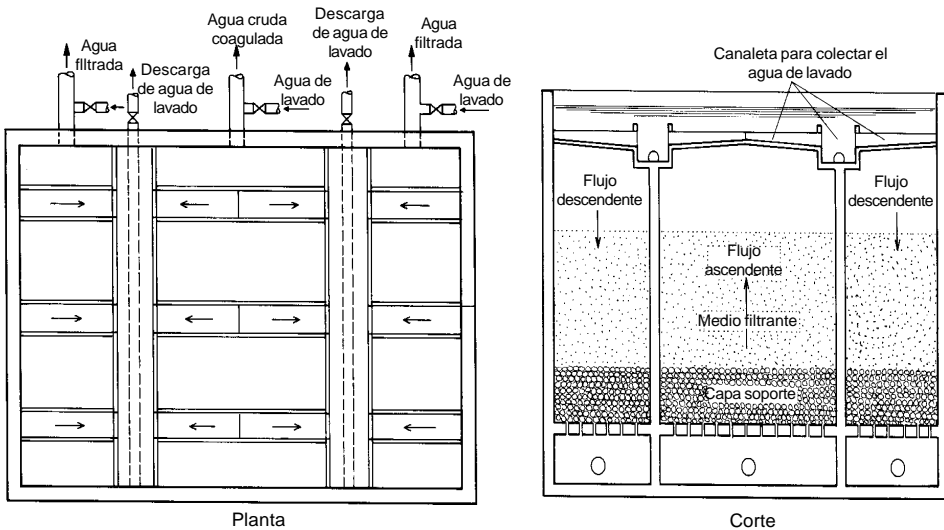


Figura 9-33. Arreglo típico de una instalación de superfiltración

5.3 Métodos de control operacional

5.3.1 Tasa constante y nivel variable

Cuando la entrada a los filtros es hecha de modo que el caudal total afluyente sea repartido equitativamente y el nivel de agua en cada filtro varíe independientemente del nivel de los demás, el caudal de filtración será constante, ya que el aumento de resistencia del filtro es acompañado por el aumento de carga hidráulica disponible. El nivel del agua en la caja del filtro variará desde un valor mínimo, cuando el medio filtrante se encuentra limpio, hasta un valor máximo, cuando el filtro deberá ser lavado. El nivel de agua será diferente entre los diversos filtros de una batería, y dependerá solamente del grado de colmatación del medio filtrante de cada uno de ellos. Al inicio de la operación, el medio filtrante estará limpio y, por lo tanto, para evitar que el nivel mínimo se localice debajo de la cima de la capa filtrante, la instalación deberá estar provista de una válvula u otro dispositivo cualquiera en la tubería efluente para ajustar el nivel mínimo. La conexión de las salidas individuales de los filtros en un canal provisto de un vertedero también podrá ser utilizada para este fin. Este método de operación se conoce como “distribución equitativa de caudal”.

La figura 9-34 muestra las características principales de arreglo típico de entrada y salida de los filtros cuando se emplea este método de control.

Esta forma de operación presenta diversas ventajas respecto al método de tasa y nivel constante:

- a) Considerando que el caudal total afluyente es constante, la tasa de filtración se mantiene constante sin el empleo de equipos de control.

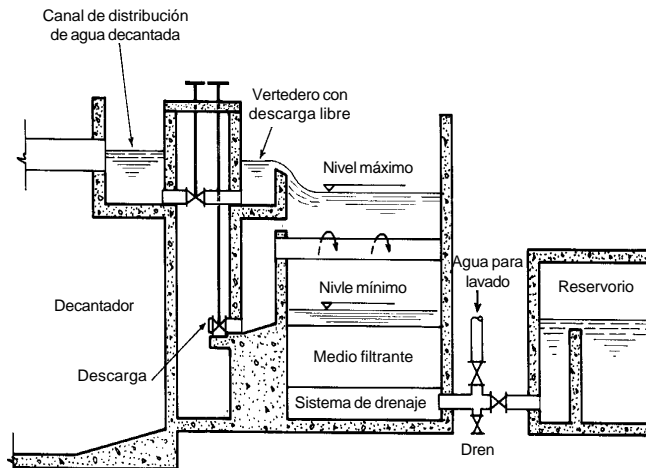


Figura 9-34. Arreglo típico de entrada y salida de los filtros de tasa constante y nivel variable

- b) El caudal es distribuido en proporciones iguales entre los diversos filtros por medio de dispositivos simples, como un vertedero.
- c) Cuando un filtro es retirado de operación para ser lavado, el caudal correspondiente al mismo es distribuido igualmente entre los filtros restantes de la misma batería, de modo que el nivel en cada filtro aumente gradualmente hasta que haya carga suficiente para filtrar el nuevo caudal (de este modo, el aumento de filtración es gradual, sin perjuicio sustancial de la calidad del afluente).
- d) Después del inicio de operación de un filtro lavado, la disminución de la tasa de filtración en los demás filtros también es gradual, sin que ocurra perjuicio de la calidad efluente.
- e) La pérdida de carga de un filtro cualquiera es visual y depende solamente del operador la verificación de la ocurrencia del nivel máximo permitido para que se proceda al lavado del mismo.
- f) La ubicación de la cresta del vertedero de salida arriba de la cima de la capa filtrante elimina la posibilidad de ocurrencia de presión inferior a la atmosférica en el interior del lecho filtrante, hecho común en el sistema de filtración operado con tasa y nivel constante.
- g) El caudal en cada filtro es fácilmente medido en el vertedero de entrada.

La principal desventaja de este sistema, en relación con los demás de tasa de filtración constante, es la altura adicional de la caja del filtro debida al vertedero de entrada, que debe tener descarga libre.

5.3.2 Tasa y nivel constantes

En este método de operación el nivel de agua en los filtros de gravedad no varía mucho. Se puede considerar la carga hidráulica disponible aproximadamente constante. Manteniéndose constante la resistencia del filtro, se tiene como resultado un valor aproximadamente constante de la tasa de filtración.

Al inicio de la carrera de filtración, el medio filtrante está limpio, y para que la resistencia total del filtro sea mantenida constante, es necesario un dispositivo controlador que genere un valor de pérdida de carga igual a la diferencia entre la carga hidráulica total disponible y la suma de las pérdidas de carga en el sistema (pérdida de carga inicial en el medio filtrante, pérdida de carga en el lecho de soporte y pérdida de carga en drenaje, tuberías y accesorios). A medida que progresa la carrera de filtración, aumenta la pérdida de carga (ht) en el medio filtrante

debido a la retención de partículas y, como resultado, la pérdida de carga introducida por el dispositivo controlador debe disminuir, como lo muestra la figura 9-35, para la filtración rápida descendente.

Cuando el dispositivo controlador genere el menor valor posible de pérdida de carga referente a la tasa de filtración fijada, el filtro debe ser lavado, pues de aquel momento en adelante, cualquier aumento de la pérdida de carga en el medio filtrante no será compensado por el dispositivo controlador.

Si es que el valor total afluente a la instalación de filtración fuera constante, el nivel de agua prefijado en los filtros permanecerá aproximadamente

constante durante la carrera de filtración debido a la acción del control del caudal, y sufrirá aumentos como consecuencia del lavado de los otros filtros de la misma batería. Este aumento de nivel es proporcional al número de filtros de la misma batería y al tiempo que el filtro por lavar permanece fuera de operación. Para evitar esos aumentos de nivel, algunos equipos poseen también un dispositivo de control de nivel, los cuales son accionados en esas ocasiones.

Si la suma de los caudales efluentes de los filtros no fuera exactamente igual al caudal total afluente, el nivel del agua en el interior de algunos filtros subirá o bajará lentamente. En estas condiciones, el operador intentará ajustar el controlador de modo de evitar el rebosamiento o vaciamiento de los filtros. Normalmente, se ajusta uno o más controladores de caudal, de manera que la suma de los caudales efluentes de los filtros igualen el caudal total afluente.

Estos ajustes, que se realizan de manera automática por lo general se realizan abruptamente, y pueden perjudicar la calidad de los efluentes de los filtros.

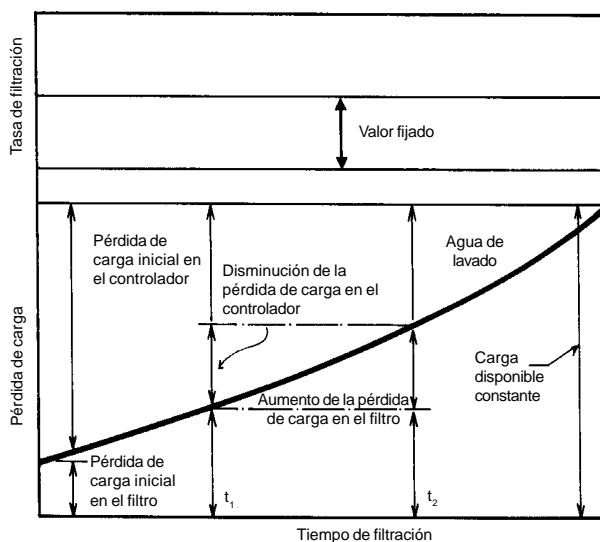


Figura 9-35. Variación de la pérdida de carga en función del tiempo para tasa de filtración constante y nivel de agua constante

Generalmente, los controladores de caudal y nivel utilizados en la práctica permiten una variación relativamente pequeña para ajuste de nivel.

De este modo, cuando un filtro de la batería es retirado de operación para que se le efectúe el lavado, el nivel de agua intenta subir en los demás y, en consecuencia, el dispositivo de control de nivel acciona el controlador de caudal y permite que un caudal mayor sea filtrado. Existe la posibilidad de que esas variaciones de caudal sean bruscas y perjudiquen la calidad de los efluentes de los filtros en operación.

Los dispositivos de control de caudal instalados en la tubería efluente funcionan según el principio de causa y efecto; es decir, ninguna corrección se hace a menos que ocurra una variación del parámetro controlado.

Básicamente, los dispositivos de control disponen de un medidor de caudal, un transmisor, una válvula de control y un fijador de caudal. La conexión entre los dispositivos puede ser mecánica, neumática, eléctrica, hidráulica o el resultado de la combinación de dos o más medios de conexión. El medidor de caudal puede ser un Venturi, de boquilla o de orificio. Como el caudal en estos medidores es proporcional a la diferencia de presión a la válvula de control, la válvula de control permitirá que el caudal sea corregido siempre que el valor medido fuera diferente

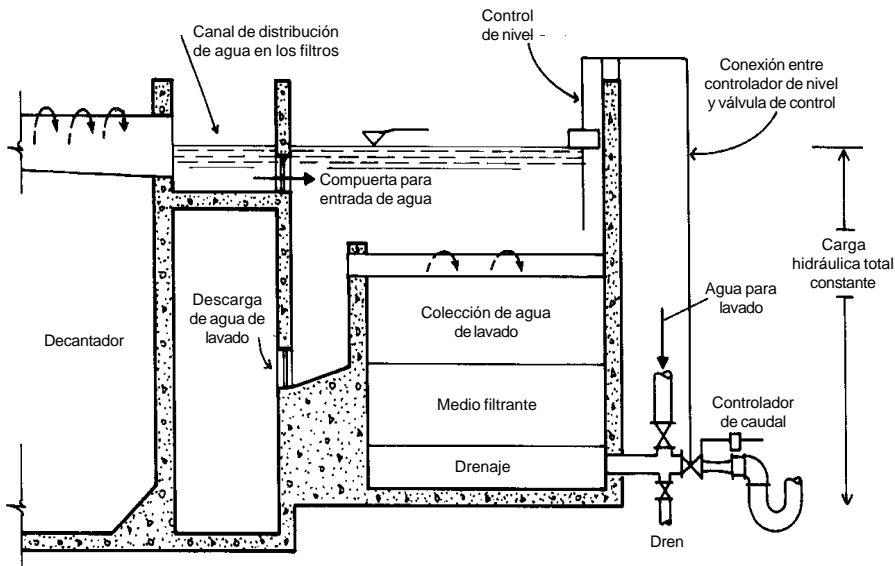


Figura 9-36. Filtro de tasa y nivel constante

de aquel preestablecido por el fijador. Además de estos componentes, los dispositivos de control de caudal y nivel poseen un medidor de nivel que también podrá accionar la válvula de control.

La figura 9-36 presenta el esquema de un filtro con un controlador de caudal y nivel instalado en la tubería efluente.

Los principales inconvenientes de los filtros operados con tasa y nivel constantes son los siguientes:

- Costo elevado de equipos.
- Costo elevado de operación y mantenimiento.
- Necesidad de control de nivel, automático o manual.
- Posibilidad de deterioro del efluente producido por los ajustes de nivel realizados por los equipos.

La figura 9-37 presenta detalles de los equipos automáticos de control de caudal y nivel. Se nota que la válvula solenoide de tres vías puede ser accionada tanto por el controlador de nivel como por el diferencial de presión del Venturi de control. También se utiliza el sifón parcializador, presentado en la figura 9-38.

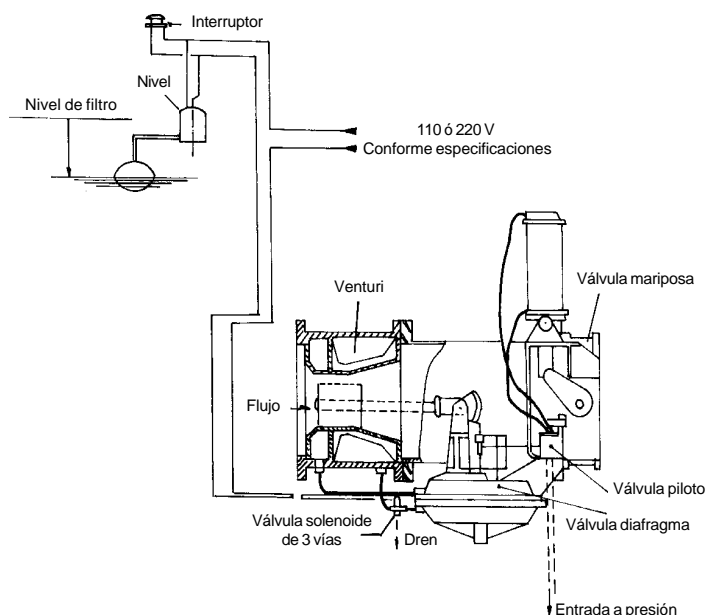


Figura 9-37. Dispositivo automático controlador de caudal y nivel

Si el caudal total afluente a los filtros fuera constante y estos fueran idénticos, el control será hecho por el fluctuador, que permitirá una entrada de aire sifón compatible con el nivel de operación prefijado.

5.3.3 Tasa declinante

Otro sistema de operación consiste en aquel donde la carga hidráulica disponible es íntegramente aplicada desde el inicio hasta el final de la carrera de filtración, lo que conlleva, con el transcurso del tiempo, una disminución gradual del caudal filtrado. Se sabe también que la calidad del efluente con tasa declinante es superior, con carreras de filtración más largas, en relación con la obtenida en filtros operados con tasa constante. Algunas modificaciones introducidas en el sistema de tasa constante permitieron que se pudiese emplear con éxito el sistema de tasa declinante. Este es semejante al de la figura 9-34, con la diferencia de la entrada, que es hecha debajo del nivel mínimo de operación de los filtros, como lo muestra la figura 9-39.

Como la distribución de agua hacia cada una de las unidades de filtración de la misma batería es hecha por medio de una tubería o un canal común de dimensiones relativamente grandes (para que la pérdida de carga pueda ser considerada despreciable), el nivel de agua es prácticamente el mismo en todos los filtros que integran la batería y en el canal común de distribución de agua (principio de vasos comunicantes).

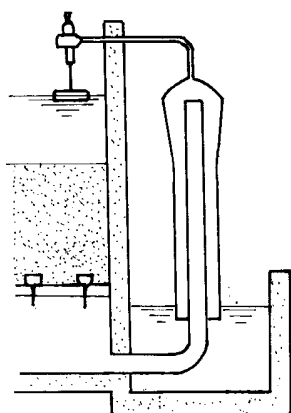


Figura 9-38. Sifón parcializador para control del caudal

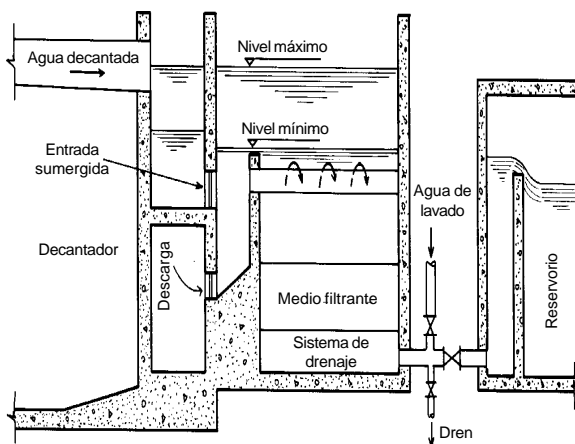


Figura 9-39. Esquema de sistema de filtración con tasa declinante sin almacenamiento sustancial de agua arriba de los filtros

En estas unidades se identifican tres niveles de operación, N1, N2 y N3. El nivel N2 (nivel máximo) corresponde al instante en que un filtro de la batería debe ser lavado. También se denomina a este nivel de operación *nivel máximo de operación de los filtros*, que viene a ser el instante en el que se ha utilizado la totalidad de la carga hidráulica disponible para la filtración en la batería.

Durante el lavado de un filtro, los restantes de la batería deben absorber el caudal del filtro retirado de operación y, de este modo, el nivel de agua en ellos sube hasta alcanzar el valor máximo N3. Finalmente, cuando el filtro recién lavado es puesto en operación, este filtra un caudal superior a aquel obtenido cuando fue retirado para lavado y, en consecuencia, el nivel de agua en toda la batería, incluido el canal común de distribución, disminuye del nivel N3 hasta alcanzar un valor mínimo, que es el nivel N1. De ahí en adelante, el nivel de agua en la batería de los filtros subirá progresivamente debido a la retención de impurezas en los filtros, hasta que el nivel N2 sea nuevamente alcanzado. Esto significará que otro filtro habrá concluido con la carrera de filtración y deberá ser retirado para su lavado.

El filtro que se retirará para el lavado será aquel que tenga el mayor número de horas en operación de filtración.

Las principales ventajas del sistema de tasa declinante con relación al sistema de tasa constante con controlador de caudal son las siguientes:

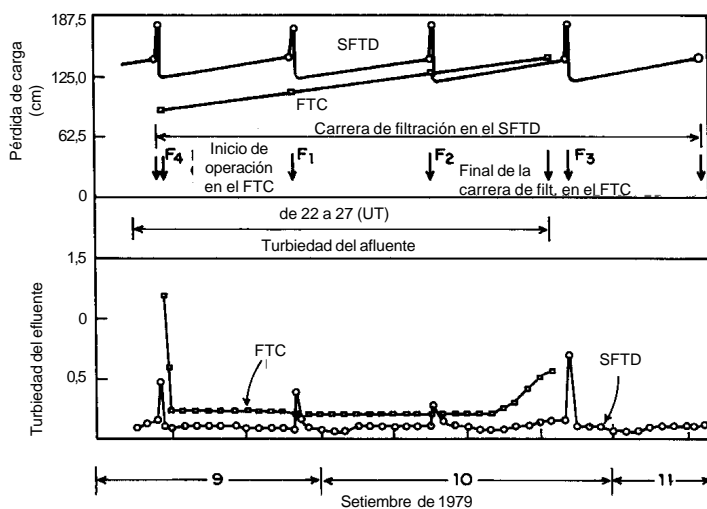


Figura 9-40. Variación de la pérdida de carga y turbiedad de los efluentes de las instalaciones piloto para la tasa media de $293 \text{ m}^3/\text{m}^2$ sin el empleo de válvula limitadora de caudal

- Cuando un filtro es retirado de operación para que se le efectúe el lavado, el nivel de agua sube gradualmente en los demás y, como resultado de ello, las variaciones de las tasas de filtración son graduales.
- La pérdida de carga es evidente para el operador por la simple observación del nivel de agua en los filtros.
- La calidad del efluente es mejor cuando la tasa de filtración disminuye desde el inicio hasta el final de la carrera de filtración (figura 9-40).
- Es mayor el volumen de agua producido por unidad de pérdida de carga debido a la retención de partículas.
- La carga hidráulica necesaria para la filtración es menor.
- Se evita la ocurrencia de presión inferior a la atmosférica en el interior del medio filtrante.
- Se eliminan los equipos mecánicos de control de toda índole, con la consiguiente reducción en los costos iniciales.

Hasta hace poco tiempo, se pensaba que la tasa de filtración disminuiría gradualmente desde el inicio hasta el final de la carrera de filtración, excepto en los instantes en que fuese retirado de operación un filtro para lavado, tal como se puede apreciar en la figura 9-41.

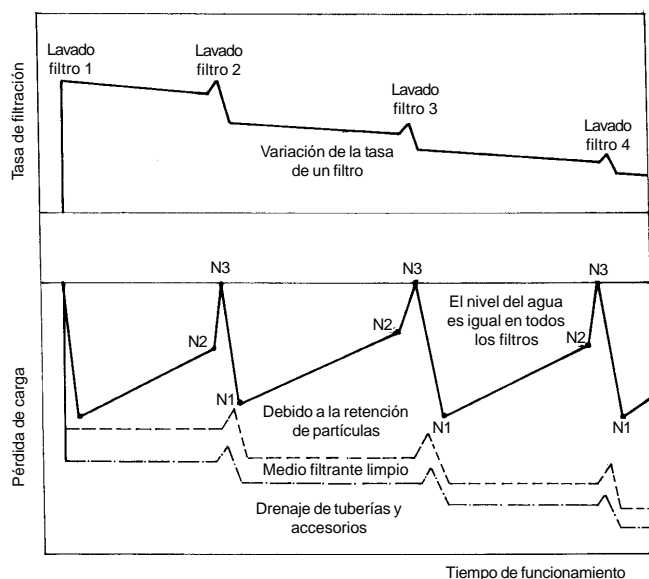


Figura 9-41. Variación de la tasa de filtración, pérdida de carga y nivel de agua durante el funcionamiento del filtro 1

Resultados en investigaciones realizadas en instalaciones piloto, donde la capacidad de almacenamiento aguas arriba de los filtros era prácticamente desdeñable, evidencian que las variaciones de nivel son semejantes a las de la figura 41. Sin embargo, las tasas de filtración son prácticamente constantes entre lavados sucesivos, lo que puede verificarse en las figuras 9-42 y 9-43, que

presentan datos levantados en un prototipo y una instalación piloto, respectivamente.

Estas investigaciones demuestran que la tasa de filtración disminuye en forma escalonada durante la carrera de filtración.

Cuando existe cierta capacidad de almacenamiento aguas arriba de los filtros, como se ha observado en los prototipos (figura 9-42), al contrario de lo que ocurre en las instalaciones piloto, el tiempo necesario para alcanzar el nivel N1 es de algunas horas.

Las figuras 9-42 y 9-43 muestran resultados de operación de baterías de cuatro filtros después de alcanzado el proceso repetitivo o de haber conseguido la instalación de la tasa declinante. Al inicio de la operación, todos los filtros se encuentran limpios y se hace necesario establecer cierta metodología para la instalación de la tasa declinante, como muestra la figura 9-44.

Esta metodología consiste en:

- Lavar todos los filtros en forma sucesiva.
- Lavar nuevamente el filtro 1 después de 24/N horas, donde N es el número de filtros de la batería.
- Lavar el filtro 2 después de un intervalo similar.
- De igual modo, se irán lavando los siguientes y a las 24 horas se lavará el último y habrá quedado implantada la tasa declinante.

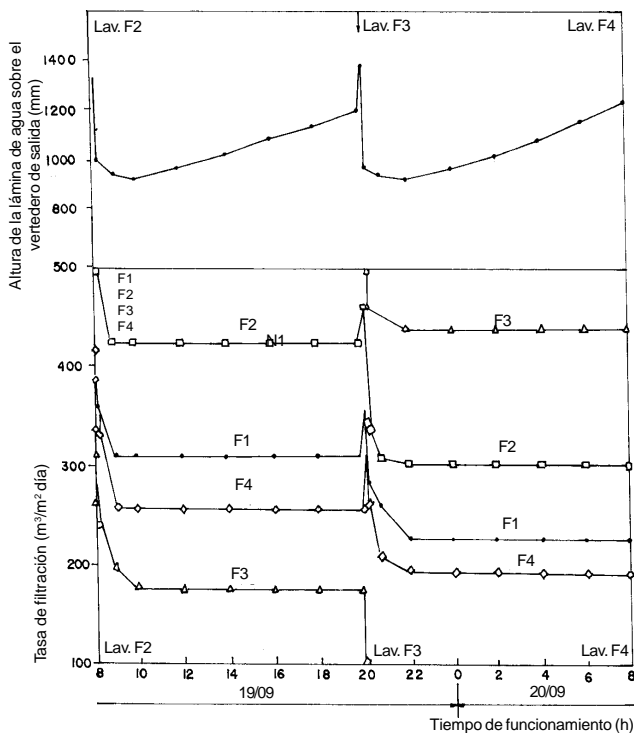


Figura 9-42. Variación del nivel en el canal común de distribución de agua y de las tasas de filtración ($q_{med} = 292 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$)

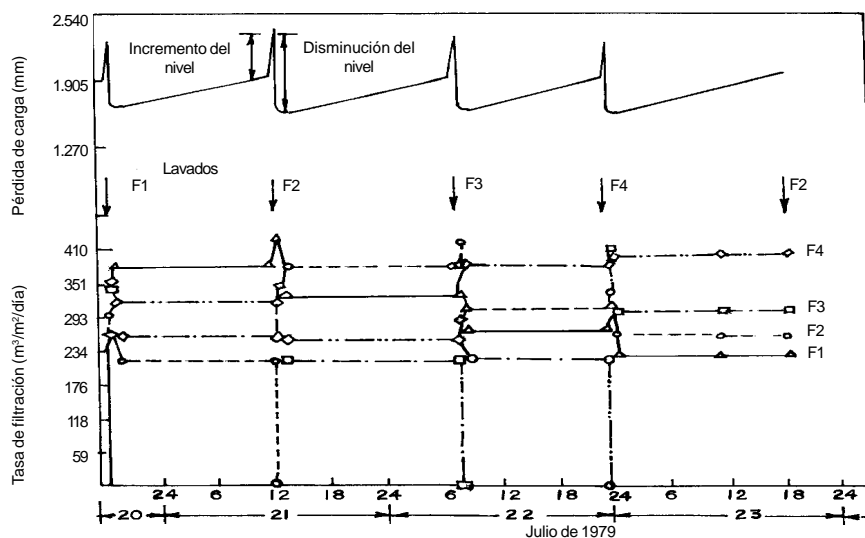


Figura 9-43. Variación de la pérdida de carga y tasa de filtración media de $293 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$

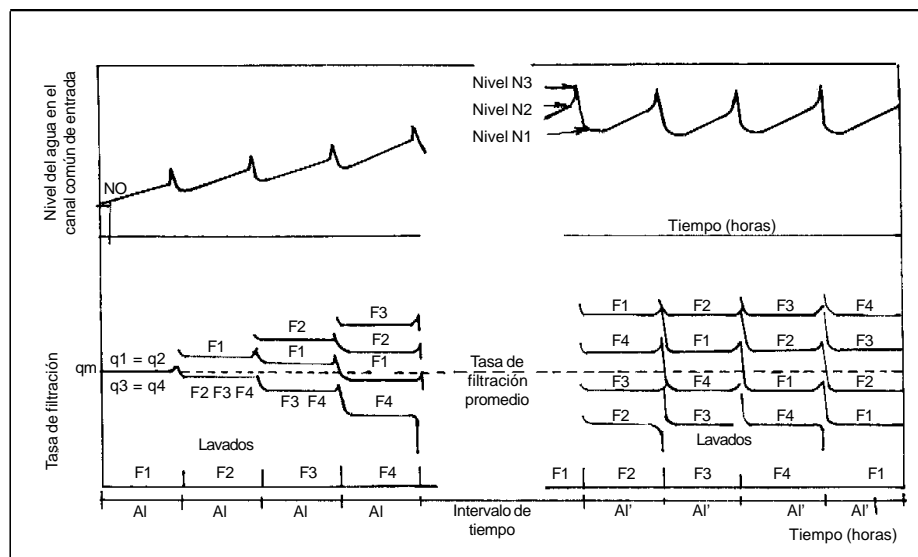


Figura 9-44. Inicio de operación de un sistema de filtración con tasa declinante constituido por cuatro filtros

Después de haber alcanzado la instalación de la tasa declinante, las variaciones de nivel en el canal común de distribución del afluente y de las tasas de filtración resultan semejantes a las presentadas en la figura 9-45, cuando la capacidad de almacenamiento aguas arriba de los filtros es pequeña. Consecuentemente, son relativamente pequeños los intervalos de tiempo comprendidos entre el retiro de un filtro para el lavado y el instante en que el caudal afluente iguala al efluente total.

Estudios experimentales desarrollados por Di Bernardo en instalaciones piloto y en prototipos permiten desarrollar modelos matemáticos que facilitan el diseño de estas unidades.

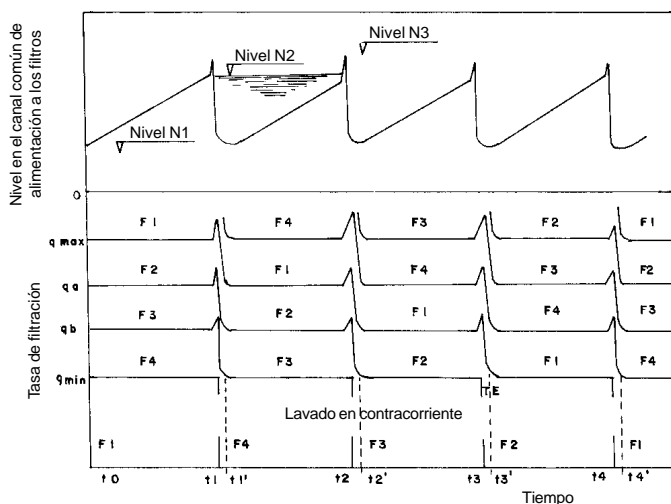


Figura 9-45. Configuración típica de un sistema de filtración con tasa declinante

5.4 Medios filtrantes

5.4.1 Filtros de lecho simple

En los medios de arena convencionales, la permeabilidad aumenta con la profundidad del filtro. En estas condiciones, los granos más pequeños quedan arriba y los más grandes abajo. Esto significa que a medida que el flóculo penetra dentro del lecho, encuentra poros más y más grandes por donde puede pasar con más facilidad. Es obvio que debido a esta estratificación inconveniente, el mayor porcentaje de partículas queda retenido en la superficie y, por lo tanto, la capacidad de almacenamiento de flóculos es limitada.

5.4.2 Filtros de lecho múltiple

La solución lógica al problema de los filtros de lecho simple consiste en conseguir que la permeabilidad del lecho disminuya con la profundidad, de forma que los flóculos puedan penetrar y encontrar el medio más fino en las capas inferiores del filtro y el más grueso en las capas superiores. Como al emplear un solo tipo de material granular esto no es posible, pues el flujo de lavado lo estratifica en sentido contrario, se pensó en utilizar medios de diferentes densidades, de manera que los granos gruesos fueran de un material poco denso, para que el flujo ascendente de lavado los estratifique y queden encima de los granos finos, cuya densidad es mayor.

En la figura 9-46 se esquematiza la estratificación del material filtrante para el caso de un lecho de arena, un lecho doble (arena y antracita) y un lecho ideal para la filtración descendente. Como se observa en el caso de lechos dobles de arena y antracita, se consigue tener el material más grueso en la capa superior y el más fino en las capas inferiores. Esto no es sino una aproximación a la estratificación granulométrica ideal en filtración descendente.

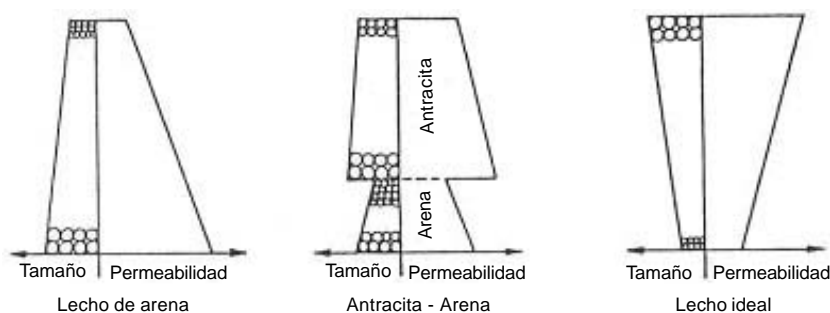


Figura 9-46. Variación de la permeabilidad para diferentes tipos de lecho filtrante

5.4.3 Filtración a presión

Siempre que las características operacionales y las del medio filtrante y de la suspensión sean semejantes, la filtración rápida bajo presión poco difiere de la realizada por gravedad. La filtración rápida bajo presión se realiza en tanques de lámina de acero y puede ser de flujo ascendente, descendente con medios filtrantes constituidos por una o más capas y ascendente-descendente (Bi-Flow y superfiltro).

Las figuras 9-47, 9-48 y 9-49 presentan, respectivamente, arreglos típicos de superfiltros verticales y horizontales, y filtros de flujo descendente bajo presión.

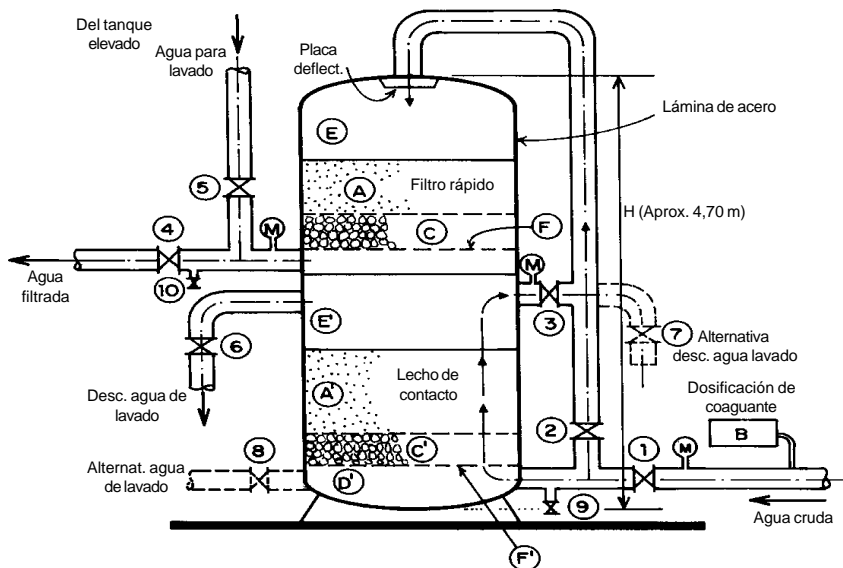


Figura 9-47. Filtro ascendente-descendente bajo presión vertical

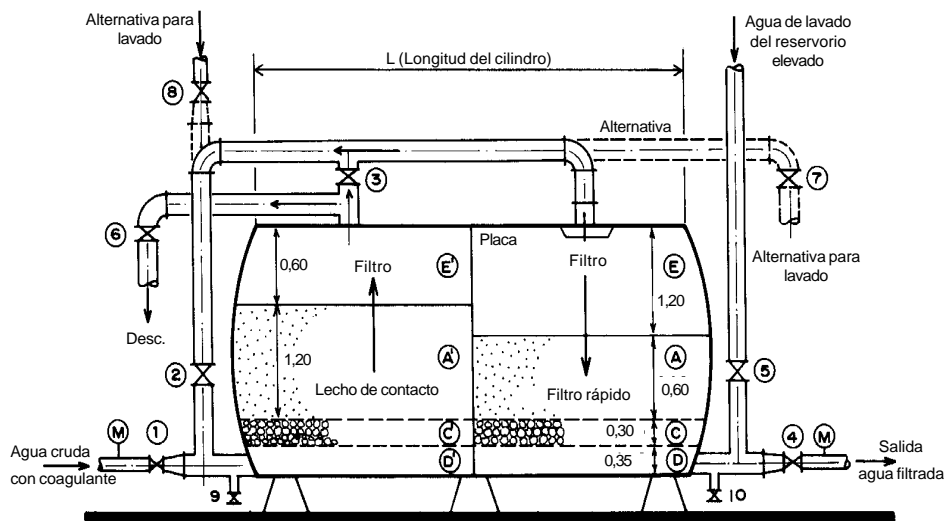


Figura 9-48. Filtro ascendente-descendente bajo presión horizontal

6. FILTRACIÓN DIRECTA

La solución adecuada para tratar aguas superficiales de baja turbiedad y color es aquella conocida como *filtración directa*. En general, la unidad de filtración está precedida por la mezcla rápida y la prefloculación o solamente por la mezcla rápida. Cuando la fuente de abastecimiento es un lago, la presencia de algas en cantidades superiores a 1.000 unidades por mililitro puede reducir significativamente la carrera de filtración. La mayor parte de las investigaciones realizadas con instalaciones de filtración directa, como los trabajos de Monsewitz y colaboradores, Culp, Tredgett, Hutchison y colaboradores, Tate y colaboradores y Di Bernardo, han mostrado que la turbiedad del agua cruda debe ser inferior a 20 UNT, color inferior a 40 UC y, siempre que sea posible, utilizar pequeñas dosis de polímeros sintéticos o naturales.

6.1 Clasificación de la filtración directa

Teniendo en cuenta el sentido de la filtración, esta puede ser descendente, ascendente o ascendente-descendente.

Para cada uno de estos tipos de filtración, los procesos que podrían estar involucrados son los siguientes:

Filtración directa descendente: mezcla rápida y filtración descendente o mezcla rápida, prefloculación y filtración descendente. En este último caso, la necesidad de incorporar la prefloculación se define en el ámbito del laboratorio.

Para el caso de filtración ascendente, los procesos involucrados serían mezcla rápida seguida de la filtración ascendente. En este caso, no cabría la posibilidad de considerar la prefloculación, pues esta se estaría produciendo necesariamente al pasar el agua por el lecho de soporte del filtro, el mismo que se estaría comportando como un floculador de medio poroso.

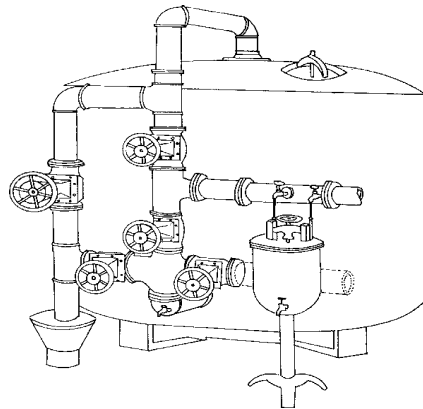


Figura 9-49. Filtro de presión descendente (vertical)

Este tipo de filtración tiene una mayor capacidad de remoción que uno de flujo descendente y la explicación está en que la filtración se realiza en el sentido decreciente de la granulometría, con lo que se aprovecha mejor toda la capa filtrante. Adicionalmente, este tipo de filtración presenta un crecimiento menos acentuado de la pérdida de carga a lo largo de la carrera de filtración.

La filtración directa ascendente-descendente tiene como procesos la mezcla rápida y la filtración ascendente seguida de la filtración descendente. Este tipo de unidades tienen una doble barrera para la remoción de partículas. Por lo tanto, pueden operar con cargas mayores a las de los filtros de flujo ascendente.

6.2 Ventajas de la filtración directa

- a) El costo de construcción de la planta de tratamiento puede disminuir hasta en 50% con respecto al de una planta convencional.
- b) Menor costo de operación y mantenimiento.
- c) Reducción sustancial del consumo de coagulante.
- d) Menor volumen de lodo producido en la planta.
- e) Facilidad en el tratamiento de agua cruda con baja turbiedad.

6.3 Desventajas de la filtración directa

- a) Dificultad en el tratamiento de agua con alto contenido de color o turbiedad.
- b) Necesidad de monitoreo continuo o control riguroso de los principales parámetros de calidad del agua cruda y tratada.
- c) El tiempo de retención total para el tratamiento es relativamente corto, lo que implica que debe reaccionarse rápidamente ante las modificaciones de calidad del agua cruda.
- d) Posibilidad de paralización temporal de la planta, debido a errores en la dosificación de coagulante.

BIBLIOGRAFÍA

- Arboleda, J. *Teoría y práctica de la purificación del agua*. Vol. 2. Tercera Edición. 2000.
- Arboleda, J. *Teoría, diseño y control de los procesos de clarificación del agua*. Lima, CEPIS/OPS, 1981. Serie Técnica 13.
- Arboleda, V. J. Hydraulic control systems of constant and declining flow rate in filtration. *Journal of the American Water Works Association*, 66(2), febrero, 1974, pp. 87-94.
- Armitharajah, A. y Wetstein, P. Initial degradation of effluent quality during filtration. *Journal of the American Water Works Association*, 72(9), setiembre, 1980, pp. 518-524.
- Aultman, W. W. Valve operating devices and rate-of-flow controllers. *Journal of the American Water Works Association*, 51(11), noviembre, 1959, pp. 1467-1469.
- Azevedo Netto J. M. y Di Bernardo, L. Instalação piloto de superfiltração. *Engenharia Sanitária*, 28(2), octubre-diciembre, 1974, pp. 66-75.
- Azevedo Netto, J. M. Filtração ascendente. En *Técnicas de abastecimento e tratamento de águas de abastecimento*. Vol. II. São Paulo, CETESB, 1979.
- Camp, T. R. Theory of water filtration. *Journal of the Sanitary Engineering Division*, 90(SA4), agosto, 1964, pp. 1-30.
- Cleasby J. L.; Williamson, M. N. y Baumann, E. R. Effect of filtration rate changes on quality. *Journal of the American Water Works Association*, 55(7), julio, 1963, pp. 869-880.
- Cleasby J. L. New ideas in filter control systems. Symposium on Modern Water Treatment Methods, Organización Panamericana de la Salud, Asunción, Paraguay, 1972.

- Cleasby, J. L. y Baumann, E. R. Selection of sand filtration rates. *Journal of the American Water Works Association*, 54(5), mayo, 1962, pp. 579-602.
- Cleasby, J. L. y Fan, K. S. Predicting fluidization and expansion of filter media. *JEED, Proceedings ASCE*, vol. 197, junio, 1981, pp. 455-471.
- Cleasby, J. L. y Sejkora, G. D. Effect of media intermixing on dual media filtration. *Journal of the Environmental Engineering Division*, 101 (EE4), agosto, 1975, pp. 503-516.
- Cleasby, J. L. Approaches to filtrability index for granular filters. *Journal of the American Water Works Association*, 61(8), agosto, 1969, pp. 372-381.
- Conley W. R. y Pitman, R. W. Test program for filter evaluation at Hanford. *Journal of the American Water Works Association*, 52(2), febrero, 1960, pp. 209-218.
- Conley, W. R. & Hsiung, K. Y. Design and application of multi-media filters. *Journal of the American Water Works Association*, 61(2), febrero, 1969, pp. 97-101.
- Culp, R. L. Direct filtration. *Journal of the American Water Works Association*, 69(7), julio, 1977, pp. 375-378.
- Deb, A. Theory of filtration. *Journal of the Sanitary Engineering Division*, 95(SA3), junio, 1969, pp. 399-422.
- Deb, A. Numerical solution of filtration equations. *Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE*, 96(SA2), abril, 1970, pp. 195-210.
- Dharmarajah, A. H. y Cleasby, J. L. *Predicting the expansion behaviour of filter media. Journal of the American Water Works Association*, vol. 78(12), diciembre.
- Di Bernardo, L. y Palma, R. M. Influencia da taxa de filtração: granulometria e espessura da camada filtrante na filtração ascendente (no publicado).

- Di Bernardo, L. y Cleasby, J. L. Declining-rate versus constant-rate filtration. *Journal of the Environmental Engineering Division, ASCE*, 106(EE6), diciembre, 1980, pp. 1023-1041.
- Di Bernardo, L. *Estudos sobre a filtração direta*. Tesis de doctorado. Escola de Engenharia de São Carlos, 1977.
- Di Bernardo, L. Influencia da taxa de filtração em sistemas de filtração direta. XVII Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria. La Paz, Bolivia, diciembre, 1980.
- Diaper, W. y Ives, K. J. Filtration through size-graded media. *Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE*, 91(SA3), junio, 1965, pp. 89-114.
- Fair, G. M. et al. Filtración. En *Purificación de aguas y tratamiento y remoción de aguas residuales*. México, Limusa-Wiley, 1971.
- Fox, D. M. y Cleasby, J. L. Experimental evaluation of sand filtration theory. *Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE*, 92(SA5), octubre, 1966, pp. 61-82.
- Gregory, J. Interfacial phenomena. *Scientific basis of filtration*. Noordhoff-Leiden, Vol. 5 1975, pp. 53-90.
- Gregory, R. y Yadav, N. P. *Evaluation of variable declining rate control for rapid gravity filters*. Water Research Centre, 1979.
- Hazen, A. *The filtration of public water supplies*. Nueva York, John Wiley & Sons, 1903.
- Heertjes, P. M. y Lerk, C. F. The functioning of deep bed filters. Part 1: The filtration of flocculated suspensions. *Transactions of the Institute of Chemical Engineers*, (45), 1967, pp. 138.
- Herzig, J. P. et al. Flow of suspensions through porous media-application to deep filtration. *Industrial and Engineering Chemistry*, 62 (5), mayo, 1970, pp. 8-35.

- Hudson, H. E. Functional design of rapid sand filters. *Journal of the Sanitary Engineering División, ASCE*, 89(SA3), junio, 1963, pp. 99-104.
- Hudson, H. E. Operating characteristics of rapid sand filters. *Journal of the American Water Works Association*, 51 (1), enero, 1959, pp. 114-122.
- Hutchison, W. R. y Foley, P. D. Operational and experimental results of direct filtration. *Journal of the American Water Works Association*, 66 (2), febrero, 1974, pp. 79-87.
- Hutchison, W. R. High-rate direct filtration. *Journal of the American Water Works Association*, 68 (6), junio, 1976, pp. 292-298.
- Ison, K. J. y Ives, K. J. Removal mechanisms in deep bed filtration. *Chemical Engineering Science*, 24 (4), abril de 1969, pp. 717-729.
- Ives, K. J. y Gregory, J. Basic concepts of filtration. *Proceedings of the Society for Water Treatment and Examination*, 61, parte 3, 1967.
- Ives, K. J. y Pienvichtr, V. Kinetics of the filtration of dilute suspension. *Chemical Engineering Science*, 20(11), noviembre, 1965, pp. 965-973.
- Ives, K. J. y Sholji, I. Research on variables affecting filtration closure. *Journal of Sanitary Engineering Division, ASCE*, 92(SA5), octubre, 1966, pp. 106-109.
- Ives, K. J. Capture mechanisms in filtration. En *The Scientific Basis of Filtration*. Noordhoff-Leiden, 1975.
- Ives, K. J. *Deep bed filters. New developments*. Londres, University College, 1968.
- Ives, K. J. Mathematical models of deep bed filtration. En *The Scientific Basis of Filtration*. Noordhoff-Leiden, 1975.
- Ives, K. J. New concepts in filtration. Part 1: Introduction and practical concepts. *Water and Water Engineering*, julio, 1961, pp. 307-309.

- Ives, K. J. Specifications for granular filter media. *Effluent and Water Treatment Journal*, 15(6), junio, 1975, pp. 297-305.
- Ives, K. J. Theory of filtration. *International Water Supply Congress and Exhibition*. Londres, 1969.
- Iwasaki, T. Some notes on sand filtration. *Journal of the American Water Works Association*, 29(10), octubre, 1937, pp. 1591-1602.
- Kaufman, W. J. Recent theoretical concepts of filtration. *Fourth Annual Symposium of Water Filtration*. Berkeley, California State Department of Public Health, 1969.
- Mackerle, V. y Mackerle, S. Adhesion in filters. *Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE*, 87(SA5), setiembre, 1961, pp. 17-32.
- Maroudas, A. y Eisenklam, P. Clarification of suspension: a study of particle deposition in granular media. Part 1: Some observations on particle deposition. *Chemical Engineering Science*, 20 (10), octubre, 1965.
- Maroudas, A. y Eisenklam, P. Clarification of suspension: a study of particle deposition in granular media. Part 2: A theory of clarification. *Chemical Engineering Science*, 20 (10), octubre, 1965.
- Mello Da Fonte, M. E. *Comportamento de um filtro de dupla camada —antracito e areia— mediante o emprego de polieletrólito catiônico como auxiliar da filtração*. Disertación de Maestría, Escola de Engenharia de São Carlos-USP, 1978.
- Mints, D. M. y Kristhul, V. P. Investigation of the process of filtration of a suspension in a granular medium. Traducido de *Zhurnal Prikladnoi Khimii*, 33(2), febrero, 1960.
- Mohanka, S. S. Multi-layer filtration. *Journal of the American Water Works Association*, 59 (11), noviembre, 1967, pp. 504-511.
- Mohanka, S. S. Theory of multi-layer filtration. *Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE*, 95, diciembre, 1969, pp. 1079-1095.

- Monsovcitz, J. T.; Rexing, D. J.; Williams, R. G. y Heckler, J. Some practical experience in direct filtration. *Journal of the American Water Works Association*, 70 (10), octubre, 1978, pp. 584-588.
- O'Melia, C. R. y Ali, W. The role of retained particles in deep bed filtration. *Progress in Water Technology* 10(5), 1978, pp. 167-182.
- O'Melia, C. R. y Stumm, W. Theory of water filtration. *Journal of the American Water Works Association* 59(11), pp.1393-1412.
- Robeck, G. G. y Kreissl, J. F. Multi-media filtration: Principles and pilot experiments. *Transactions of the Seventeenth Annual Conference on Sanitary Engineering*. The University of Kansas, Lawrence-Kansas, 1967.
- Rocha, M. V. *Hidráulica aplicada às estações de tratamento de água*. Segunda edición. 1992.
- Sakthivadival, R.; Thanikachalam, V. y Seetharaman, S. Head-loss theories in filtration. *Journal of the American Water Works Association*, 64(4), abril, 1972, pp. 233-238.
- Sanks, R. L. Granular media deep-bed filtration. En *Water Treatment Plant Design*. Segunda edición, capítulo 12, 1979, pp. 231-281.
- Segall, B. A. y Okun, D. A. Effect of filtration rate on filtrate quality. *Journal of the American Water Works Association*, 58(3), marzo, 1966, pp. 368-378.
- Spink, C. M. y Monsovcitz, J. T. Design and operation of a 200 mgd direct filtration facility. *Journal of the American Water Works Association*, 66(2), febrero, 1974, pp.127-132.
- Tate, C. H. y Trussel, R. Recent developments in direct filtration. *Journal of the American Water Works Association*, 72(3), marzo, 1980, pp. 165-169.
- Tate, C. H. et al. Pilot plant tests of direct filtration. *Journal of the American Water Works Association*, 69(7), julio, 1977, pp. 379-384.
- The Water Research Association. *Anthracite-sand filtration. A working conference*, Universidad de Reading, 1972.

-
- Tredgett, R. G. Direct filtration studies for Metropolitan Toronto. *Journal of the American Water Works Association*, 66(2), febrero, 1974, pp. 103-111.
- Tuepker, J. L. Filter performance under varying operating conditions. *Proceedings of the Conference on Water Filtration*. University of Missouri at Rolla, abril, 1965.
- Vaid, R. P. y Gupta, P. S. Minimum fluidization velocity in beds of mixed solids. *The Canadian Journal of Engineering*, vol. 6, junio, 1978, pp. 292-296.
- Wright, A. M. et al. *Filtration kinetics in water and wastewater. First Annual Progress Report*. Berkeley, Universidad de California, 1970.
- Yao, K. M.; Habibian, M. T. y O'Melia, C. R. Water and waste water filtration. *Environment Science & Technology*, 5(11), noviembre, 1971, pp. 1105-1112.

