

0836

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSTGRADO

FACULTAD DE INGENIERIA

SECCION DE INGENIERIA AMBIENTAL

FILTRACION DE AGUAS RESIDUALES CON MEDIOS GRANULARES

(COMPARACION DE LAS PRACTICAS AMERICANA Y EUROPEA)

TESINA PRESENTADA COMO REQUISITO PARA

OBTENER EL GRADO DE MAESTRO EN INGE -

NIERIA (AMBIENTAL) POR :

ING. ENRIQUE BARRERA CALVA

MEXICO, D.F. MARZO DE 1985



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.



DEPFI

T: UNAM
1985
BAR

I N D I C E

Pág.

I.	INTRODUCCION	1
II.	MECANISMOS Y MODELOS MATEMATICOS DE LA FILTRACION EN MEDIOS GRANULARES	6
II.1	<i>Principales mecanismos de la filtración</i>	6
II.2	<i>Modelos matemáticos de la filtración</i>	13
III.	CONSIDERACIONES GENERALES PARA LA FILTRACION DE AGUAS RESIDUALES	28
III.1	<i>Calidad de las aguas</i>	28
III.2	<i>Configuración de filtros</i>	30
III.3	<i>Carreras de filtración</i>	35
III.4	<i>Desarrollo de la pérdida de carga</i>	38
III.5	<i>Variables del proceso de filtración</i>	40
III.6	<i>Sistema de lavado de filtros</i>	44
III.7	<i>Requerimientos de productos químicos</i>	51
III.8	<i>Instrumentación y alarmas</i>	54
III.9	<i>Consideraciones en el diseño de filtros</i>	54
IV.	ESTUDIOS SEGUN LA PRACTICA AMERICANA	59
IV.1	<i>Filtración de efluentes primarios</i>	60
IV.2	<i>Filtración de efluentes secundarios</i>	72

	Pág.
IV.2.1 Lechos filtrantes de un medio simple	7 4
IV.2.2 Lechos filtrantes de medios dobles	7 8
IV.2.3 Lechos de filtración múltiples	8 2
IV.2.4 Filtración en dos etapas	8 3
V. ESTUDIOS SEGUN LA PRACTICA EUROPEA	9 1
V.1 <i>Filtración de aguas residuales en lechos no estratificados</i>	9 1
VI. ANALISIS COMPARATIVO DE LA PRACTICA AMERICANA Y EUROPEA	1 0 4
CONCLUSIONES	1 1 1
REFERENCIAS	1 1 7
APENDICES	1 2 3

I. INTRODUCCION

En México, así como en muchos otros países, el costo y el es fuerzo de conseguir nuevos suministros de agua se torna cada vez más difícil, es por esto que la disponibilidad futura de agua potable es cada vez más incierta. Así, la recuperación de aguas residuales es y será un componente sumamente importante y económico de todos programa integral de reuso de --- aguas.

La filtración de aguas residuales en medios granulares ha co brado cada vez un mayor interés, dado que esta operación uni taria puede contribuir a proporcionar una protección mejorada a los cuerpos receptores de agua o preparar los efluentes para que se usen nuevamente en la industria, agricultura, re creo y para recarga del suelo.

En el pasado, la filtración en el campo de aguas residuales se ha referido principalmente a aplicaciones secundarias, de tratamientos químicos y terciarias avanzadas, para lograr una remoción complementaria de sólidos suspendidos, en tales procesos de tratamiento; sin embargo, con el desarrollo de mejores técnicas en filtración ahora ya es posible la filtración de efluentes primarios, tal como se verá en el desarrollo del trabajo.

Los principios generales de diseño, asociados con la filtración de aguas residuales, son similares a los de agua potable; sin embargo, existen varias diferencias que requieren atención especial y que deberán siempre tomarse en cuenta para un diseño racional. A continuación se enuncian tales diferencias:

- Sobre todo en la filtración de aguas crudas, los flujos en instalaciones de aguas residuales no son constantes debido a los flujos pico. Esto puede regularse hasta cierto punto con la igualación del flujo.

- La calidad del influente que va a los filtros puede variar significativamente, como resultado de las alteraciones, en las operaciones de los procesos aguas arriba.

En el caso de agua potable se requiere un 100% de seguridad, para producir un efluente tratado de una unidad de turbiedad; en aguas residuales se puede tener una base menos estricta, por ejemplo, en California (E.U.A) - se estipulan dos unidades de turbiedad durante el 95% del tiempo, pero se toleran esporádicos niveles mayores en el fluente.

Existen diferencias en la naturaleza de las partículas a remover; en el caso de agua potable se remueven normalmente partículas inorgánicas y coloidales; sin embargo, en aplicaciones de efluentes secundarios por ejemplo, la mayoría son biológicas, por lo tanto, las teorías de desestabilización coloidal para filtración de agua potable no son aplicables en la optimización de sistemas de filtración terciaria.

Principalmente en la filtración de aguas crudas se debe de poner atención especial a la incorporación de grasa y de crecimiento biológico en el medio filtrante, causado por el contenido orgánico del influente, por lo que se suelen presentar dificultades de lograr una limpieza efectiva durante el retrolavado del filtro.

En la figura I-1, se resumen los diagramas de flujo de las

alternativas de filtración que se describirán en este trabajo. A lo largo del mismo se presenta un análisis de los principales estudios de filtración de aguas residuales en medios granulares, tanto en el contexto de la práctica americana como europea. Para buscar la información se recurrió a los servicios de SECOBI (ver al apéndice), así como a la búsqueda directa en las bibliotecas del D.F. La recopilación final de información se realizó en bibliotecas del D.F., del interior del país y algunos trabajos se obtuvieron de los Estados Unidos.

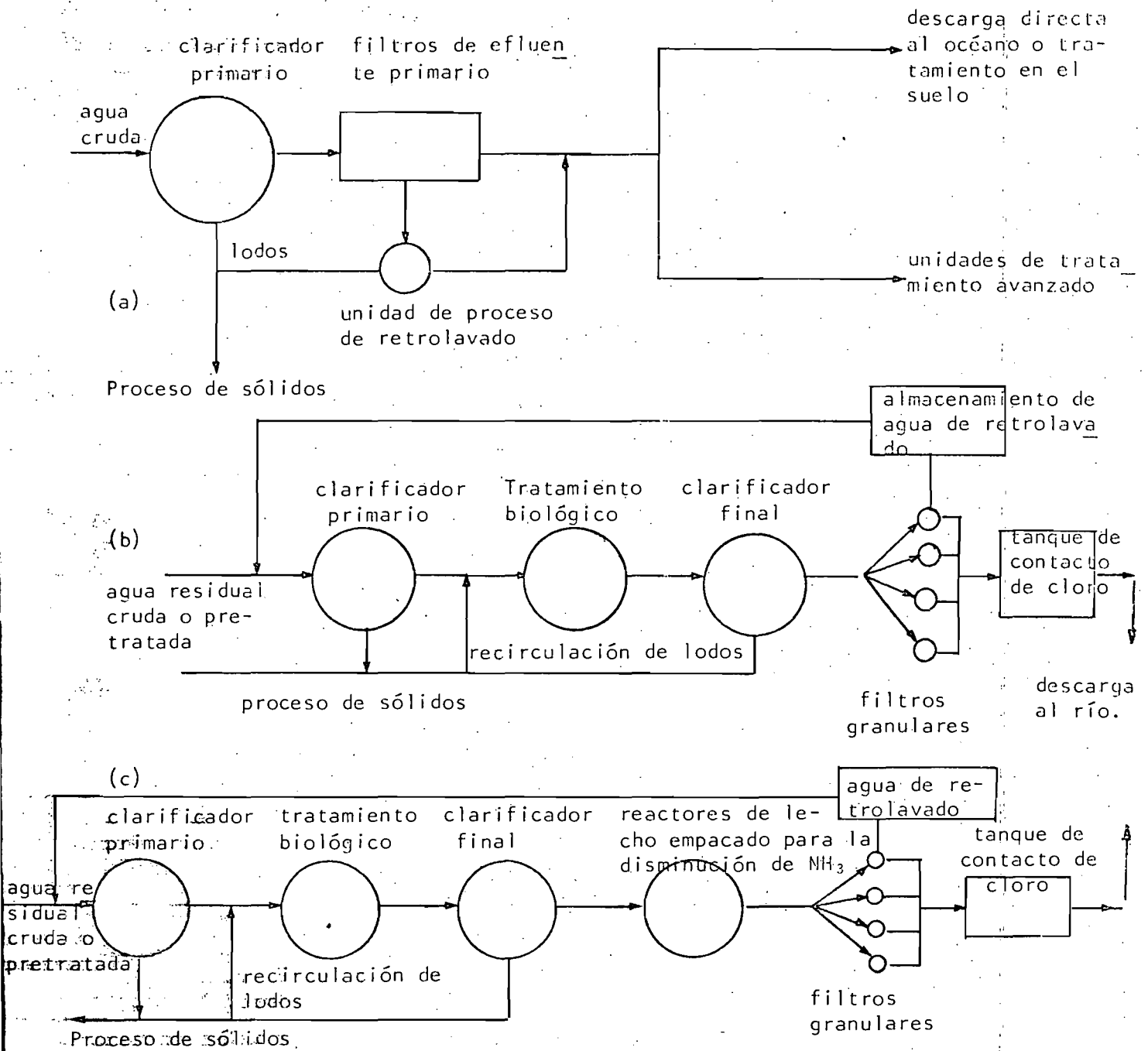


Fig. 1.1. Filtros de medio granulares para tratamiento de aguas residuales de:
 a) efluente primario, b) efluentes de tratamiento secundario para remo-
 ción de DBO carbonacea y c) efluentes secundarios biológicos y terci-
 arios biológicos para tratamiento de DBO carbonacea y reducción de am-
 niaco, (ref 25).

II. MECANISMOS Y MODELOS MATEMATICOS DE LA FILTRACION EN MEDIOS GRANULARES

II.1 Principales mecanismos de la filtración

El control del proceso de la filtración depende de una clara comprensión de las variables del proceso de filtración y de los mecanismos de remoción de partículas, así pues, en el diseño de cualquier estudio experimental se debe considerar cuidadosamente el significado de estos factores.

Los mecanismos involucrados en la remoción de sólidos suspendidos en un filtro son muy complejos, los dominantes en alguna aplicación determinada dependerán de las características físicas y químicas de la suspensión y del medio, la velocidad de filtración, y las características químicas del agua.

En los últimos 40 años un gran número de teorías han surgido para describir la manera o mecanismos por los cuales la materia suspendida se removerá dentro del filtro (refs 1 y 2). Los mecanismos propuestos más importantes se resumen en la Tabla 1. Los primeros cuatro se clasifican como mecánicos o físicos y se relacionan con los parámetros físicos como tamaño de grano, porosidad y profundidad del lecho; los mecanismos restantes se relacionan con las características químicas y de superficie de la materia suspendida y del lecho. En la descripción de este último grupo de mecanismos son de mucha importancia los factores tales como: la carga de la partícula, composición química y aditivos químicos. Puesto que los mecanismos responsables en la remoción de una materia específica variarán con cada sistema, en la filtración de efluentes de agua residual sedimentada deberán de ser operativos los mecanismos de remoción físicos, químicos y biológicos.

La remoción de partículas suspendidas dentro de un filtro se considera que involucra al menos dos pasos separados y distintos: primero, el transporte de las partículas suspendidas a la frontera o interfaz sólido-líquido del filtro y, segundo, la unión de partículas a esta superficie. El mecanismo de transporte debe incluir sedimentación gravitacional, difusión, intercepción y un efecto hidrodinámico; éstos se afectan por las características físicas como el tamaño del

TABLA 1. MECANISMOS DE REMOCION DE PARTICULAS EN LA FILTRACION.

1. Cribado
 - a) mecánico
 - b) contacto
2. Sedimentación
3. Impacto inercial
4. Intercepción
5. Adsorción química
 - a) enlace
 - b) interacción química
6. Adsorción física
 - a) fuerzas electrostáticas
 - b) fuerzas electrocinéticas
 - c) fuerzas de Van der Waals
7. Adhesión y fuerzas de adhesión
8. Floculación - coagulación
9. Crecimiento biológico

medio filtrante, velocidad de filtración, temperatura del fluido, la densidad y el tamaño de las partículas suspendidas. El mecanismo de unión involucra interacciones electrostáticas, puenteo químico y adsorción; los que se afectan por los coagulantes aplicados en el pretratamiento y las características químicas del agua y del medio filtrante.

Visto en una determinada perspectiva, los procesos de coagulación y filtración son similares, pues en ambos procesos las partículas por removerse deben hacerse "pegajosas", o en forma más formal, desestabilizarse. En ambos procesos las partículas suspendidas deben transportarse de tal forma que logren hacer contacto, en coagulación el modelo de transporte que se usa es el de Smoluckowski y, en filtración de agua los modelos de transporte se han derivado de las investigaciones en filtración de aire (ref 3); estos modelos, predicen que las partículas suspendidas mayores de 1μ se transportan al medio filtrante por sedimentación e intercepción, las más pequeñas son transportadas efectivamente por difusión browniana. Durante la filtración en medios granulares profundos, los sedimentos se incorporan al filtro, removiéndose del agua por uno o más de los mecanismos discutidos; las partículas se sujetan al filtro equilibrándose con las fuerzas de corte hidráulicas tendiendo a despegarse y lavarse hacia el fondo del filtro, conforme se incrementa este de

pósito, las velocidades en las capas más ocluidas del filtro se elevan y en esta forma esas zonas se hacen menos efectivas por la remoción. Si la velocidad de filtración se incrementa repentinamente, las fuerzas de corte hidráulico, también lo hacen (ref 4), esto afecta el equilibrio existente entre los sólidos depositados y el agua, de esta forma algunos sólidos son obligados a pasar con el efluente; dependiendo del tipo de sólidos y de la magnitud de los cambios repentinos en la velocidad, los efectos pueden ser drásticos; en general toda fuente de cambio repentino en la velocidad debe evitarse en el diseño.

A continuación se plantea el modelo de transporte de la filtración en forma independiente de los modelos matemáticos para filtros con medios granulares, dado que éste se aplica también a coagulación; se empieza por considerar una partícula esférica simple del medio filtrante y se asume que está fija en el espacio en la suspensión que fluye y no existe influencia de los alrededores (fig II.1).

La partícula simple del medio filtrante se suele considerar un colector, enfatizando que el propósito último del transporte de las partículas suspendidas de la masa de flujo a la superficie externa del grano, en el lecho empacado, es la colección de las partículas. La principal dirección del flu

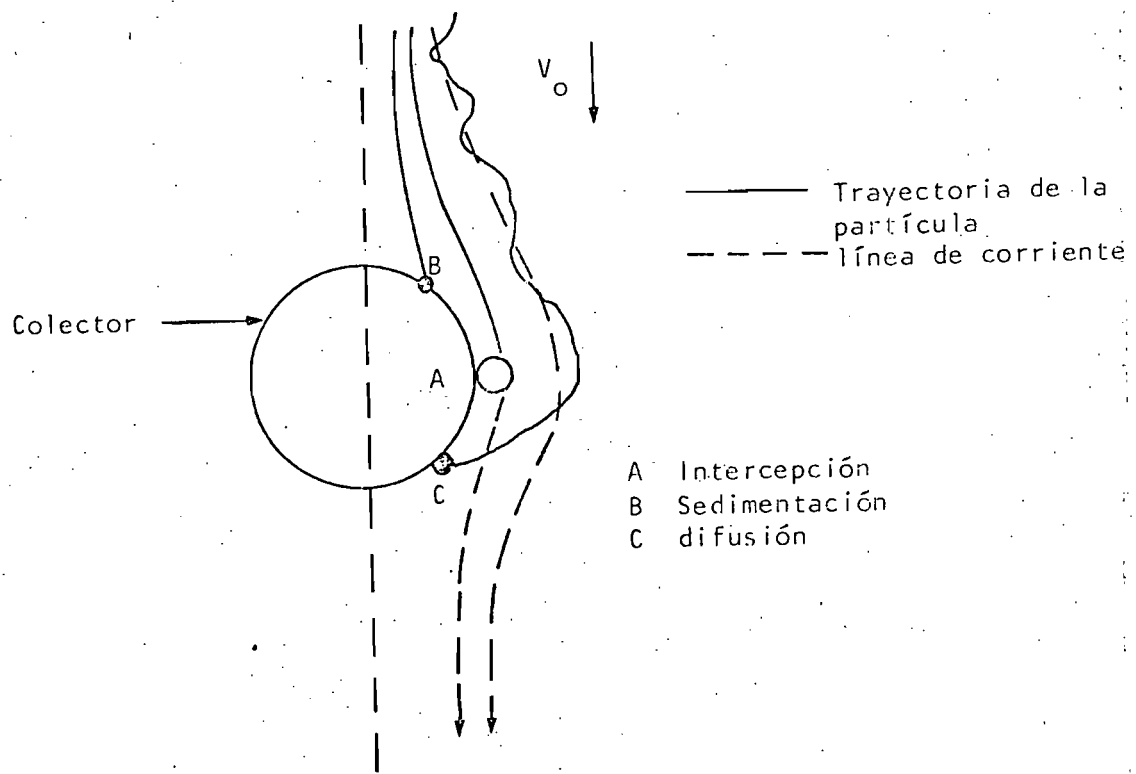


Fig.11.1 Mecanismos de transporte básico en filtración de agua
(ref. 2).

jo es la de la fuerza gravitacional; una partícula suspendida siguiendo una línea de flujo puede entrar en contacto con el colector a causa de su propio tamaño (caso A en la fig II.1); este proceso de transporte se llama "intercepción". Si la densidad de las partículas suspendidas es mayor que la del agua, la partícula seguirá una trayectoria distinta, debido a la influencia del campo de fuerza gravitacional (caso B), llamándosele a este proceso "sedimentación", por último, si una partícula en la suspensión se somete a un bombardeo al azar, por las moléculas de un medio en la suspensión, resulta el movimiento browniano de las partículas; se usa el término de "difusión" para describir este proceso de transporte de masa (caso C).

La ecuación general que describe la variación en el tiempo y en el espacio de la concentración de partículas en el anterior sistema es:

$$\frac{\partial C}{\partial t} + V \cdot \nabla C = D_b \nabla^2 C + \left(1 - \frac{\rho}{\rho_p}\right) \frac{mg}{3\pi\mu d_p} \frac{\partial C}{\partial z} \quad (1)$$

Aquí C es la concentración local de las partículas suspendidas, V es la velocidad local del agua, t es el tiempo, D_b es el coeficiente de difusión de las partículas suspendidas, ρ y ρ_p son las densidades del agua y de las partículas suspendidas respectivamente. mg es el peso de las partículas y z

es la coordenada en la dirección de la fuerza gravitacional. La ecuación (1) se deriva de un balance de masa de C en un elemento de volumen de la suspensión. El primer término en el lado izquierdo de la ecuación ($\partial c/\partial t$) representa la variación con el tiempo de C en cualquier punto, con las coordenadas X , Y , y Z ; el segundo término ($V \cdot \nabla C$) describe los efec-tos de la advección sobre la concentración en ese punto. El primer término del lado derecho de la ecuación (1), representa los efectos de la difusión y el segundo término caracteriza los efectos de la sedimentación gravitacional en el sistema. La influencia de la intercepción se incluye en las condiciones de frontera usadas en la integración de la ecuación. La ecuación (1) se ha usado por los ingenieros en otros cam-pos de la ingeniería ambiental y, claro, en la filtración de agua y aire; tal ecuación no se puede resolver analíticamente, salvo que se realicen simplificaciones o bien mediante soluciones numéricas.

II.2 Modelos Matemáticos de la Filtración

El disponer de un modelo matemático adecuado en el proceso de la filtración nos permitirá cuantificar el trabajo y fun-cionamiento de los filtros de una manera precisa.

Distintos investigadores (refs 1, 2, 5 y 6) han desarrollado

expresiones matemáticas para establecer relaciones entre las diferentes variables del proceso, pero hasta la fecha no se tiene un modelo exacto. Por otro lado, otro gran número de autores han intentado sólo modificar los modelos ya existentes para modelar una experiencia específica (refs 7 y 8). Con base en las observaciones anteriores se antoja que el panorama para la modelación de la filtración de aguas residuales es y será sólo aproximado; siendo necesario y con mayor razón en este caso, realizar estudios prácticos con filtros-piloto cuando se quiera conocer el comportamiento de un determinado filtro para un tipo de agua; no obstante lo anterior, en este trabajo se resumen dos de los modelos más comunes y precisos.

Modelo de Iwasaki e Ives (refs 5, 6 y 9): Todos los modelos físicos macroscópicos de la filtración se basan en el hecho de que la velocidad de remoción por unidad de profundidad del filtro es proporcional a la concentración local de sólidos suspendidos, ecuación (2):

$$-\frac{\partial C}{\partial L} = \lambda C \quad (2)$$

donde C es la concentración de sólidos suspendidos en cualquier tiempo y profundidad en el filtro, L es la longitud (profundidad) del filtro y λ es el coeficiente del filtro,

que en el modelo inicial de Iwasaki se supone constante. Sin embargo, el modelo de Iwasaki e Ives supone que cambia con el tiempo y la profundidad del mismo.

La remoción de una suspensión en el filtro origina una acumulación de depósito en los poros; la disminución en la cantidad de materia suspendida en una lámina de filtro debe ser igual al incremento en materia depositada en tal lámina, ecuación (3):

$$V \frac{\partial C}{\partial L} = \frac{\partial \Omega}{\partial t} + (\epsilon - \Omega) \frac{\partial C}{\partial t} \quad (3)$$

donde

V velocidad superficial (Q/A)

Ω volumen de depósito específico por unidad de volumen de filtro

ϵ porosidad del filtro limpio

Con el tiempo el término $\partial c/\partial t$ en la ecuación (3) representa el cambio en la cantidad de material de la suspensión dentro de los poros; su valor es pequeño y por tanto se omite.

La variación del coeficiente del filtro, λ , con el depósito-específico, Ω , ha sido motivo de mucha investigación. Ives, apoyándose en los trabajos de otros autores, desarrolló una relación general entre estos dos términos; parte de la hipó-

tesis, de que el coeficiente del filtro, λ , es una función de la cambiante superficie específica del filtro (área superficial por unidad de volumen del filtro) y de la cada vez mayor, velocidad intersticial. La superficie específica en la parte inicial de la carrera del filtro se puede representar por un lecho poroso de esferas individuales y/o conductos cilíndricos.

El modelo de superficie específica para partículas esféricas se basa en lo siguiente:

Sea V_0 igual al volumen de un grano del medio: entonces,

$$\frac{1-\epsilon}{V_0} = \text{número de grano del medio/volumen unitario del filtro} \quad (4)$$

y

$$\frac{\Omega V_0}{1-\epsilon} = \text{volumen de depósito por grano} \quad (5)$$

ahora si V_p = volumen de grano recubierto del medio; entonces:

$$V_p = V_0 + \frac{\Omega V_0}{1-\epsilon} = V_0 \left(1 + \frac{\Omega}{1-\epsilon} \right) \quad (6)$$

$$\frac{1}{1-\epsilon} = \left(\frac{\epsilon}{1-\epsilon} \right) \left(\frac{1}{\epsilon} \right) = \frac{\text{Constante de empaquetamiento}}{\epsilon} = \frac{\beta}{\epsilon} \quad (7)$$

donde β es una medida del empaquetamiento del lecho, entonces considerando a (6) y (7) tenemos:

$$V_p = V_0 \left(1 + \frac{\beta\Omega}{\epsilon} \right) \quad (8)$$

Denotaremos a la superficie específica del filtro limpio y con depósito como S_0 y S respectivamente; entonces y debido a que el cociente de las superficies específicas es proporcional al de los volúmenes elevado a la $2/3$, tenemos que:

$$\frac{S}{S_0} = \left[\frac{V_p}{V_0} \right]^{2/3} = \left[1 + \frac{\beta\Omega}{\epsilon} \right]^{2/3} \quad (9)$$

En el caso del modelo de superficie específica para un lecho de conductos cilíndricos se obtiene la ecuación (10) (ref. 9).

$$S = S_0 \left(1 + \frac{\beta\Omega}{\epsilon} \right)^{2/3} \left(1 - \frac{\Omega}{\epsilon} \right)^{1/2} \quad (10)$$

Sin embargo, sabemos que la geometría de los poros no es ideal; así es que la ecuación (10) se puede expresar con los exponentes en forma general, ecuación (11):

$$S = S_0 \left(1 + \frac{\beta\Omega}{\epsilon} \right)^y \left(1 - \frac{\Omega}{\epsilon} \right)^z \quad (11)$$

Velocidad Intersticial: la velocidad intersticial, v ; se define como el cociente de la velocidad superficial a la porosidad. En algún momento, durante la carrera del filtro, la cantidad de depósito específico a una profundidad dada, alcanza un valor final, Ω_v , en el que el filtro ya no es útil; en ese instante, la velocidad intersticial alcanza un valor crítico, v_c , donde:

$$v_c = \frac{v}{\epsilon - \Omega_v} \quad (12)$$

La eficiencia de la clarificación en filtración se ha observado que es una función inversa a la velocidad de flujo. Ives consideró que el coeficiente del filtro, λ , es proporcional a la diferencia del recíproco de la velocidad intersticial y de la crítica elevada a un exponente X .

$$\lambda \propto \left[\frac{1}{v_c} - \frac{1}{v} \right]^X \propto \left[\frac{\epsilon - \Omega}{v} - \frac{\epsilon - \Omega_v}{v} \right]^X \quad (13)$$

$$\lambda \propto \left[\frac{\Omega_v - \Omega}{v} \right]^X \quad (14)$$

Para un filtro limpio, $\lambda = \lambda_0$ cuando $\Omega = 0$, por lo tanto:

$$\lambda_0 \propto \left[\frac{\Omega_v}{v} \right]^X \quad (15)$$

Si dividimos λ por λ_0 se obtiene:

$$\frac{\lambda}{\lambda_0} \propto \left[\frac{\Omega_v - \Omega}{\Omega_v} \right]^X \propto \left[1 - \frac{\Omega}{\Omega_v} \right]^X \quad (16)$$

Ives consideró que el coeficiente del filtro, λ , era una función tanto de la superficie específica como de la velocidad intersticial.

$$\frac{\lambda}{\lambda_0} = \frac{S}{S_0} \quad (17)$$

A partir de aquí se obtiene la ecuación combinada,

$$\lambda = \lambda_0 \left[1 + \frac{\beta\Omega}{\epsilon} \right]^Y \left[1 - \frac{\Omega}{\epsilon} \right]^Z \left[1 - \frac{\Omega}{\Omega_v} \right]^X \quad (18)$$

El mismo autor mostró que esta ecuación general puede transformarse en los modelos más simples desarrollados por otros investigadores, dependiendo del valor de los exponentes X , Y , y Z seleccionado.

La expresión (18) se puede insertar en la ecuación (2) con el fin de calcular el cambio en la calidad del filtrado en relación a la profundidad y el tiempo:

$$\frac{-\partial C}{\partial L} = \lambda_0 \left[1 + \frac{\beta\Omega}{\epsilon} \right]^Y \left[1 - \frac{\Omega}{\epsilon} \right]^Z \left[1 - \frac{\Omega}{\Omega_v} \right]^X C \quad (19)$$

La ecuación (19) predice que, para una lámina determinada -- del filtro, la calidad del efluente al inicio mejora conforme el depósito se acumula debido al término $[1+\beta\Omega/\epsilon]^y$. Dependiendo de la magnitud relativa de los exponentes x , y , y z , el período inicial se puede acortar o incrementar antes de que los siguientes dos términos de la ecuación predominen en valores altos de depósito específico y en consecuencia la calidad del filtrado empeore (ref 10).

La ecuación (19) y, por supuesto, las simplificaciones que se deseen hacer de este modelo, se resuelven por computadora; sin embargo, las constantes en dicha ecuación se deben determinar, lo cual parece ser un inconveniente, ya que hay que realizar laboriosos experimentos en filtros piloto, lo que hace poco práctico su uso como instrumento de diseño.

Modelo de Yao, O'Melia y Habibian (refs 1, 2): Su modelo se basa en que las partículas de menos de 1μ en tamaño se transportan por difusión browniana y que las partículas mayores lo hacen por sedimentación e intercepción. El modelo se establece en términos de la eficiencia de contacto de una partícula del medio simple, η , el cual se toma como colector; se define como la velocidad con que las partículas chocan en el colector entre la velocidad a la cual las partículas fluyen hacia el colector.

$$\eta = \frac{\text{velocidad con la que chocan las partículas}}{v C_0 \left(\frac{d^2}{4}\right)} \quad (20)$$

"v" es la velocidad del agua y "C₀" es la concentración de partículas suspendidas, aguas arriba del colector donde el patrón de flujo no se ha afectado por la presencia del grano; "d" es el diámetro del grano. La eficiencia de un lecho empacado se relaciona con la eficiencia de un colector esférico simple con la siguiente ecuación:

$$\frac{dC}{dL} = - \frac{3}{2} \frac{(1 - \epsilon)}{d} \alpha \eta C \quad (21)$$

α es el factor de eficiencia de colisión, que refleja la química del sistema; se define como el cociente del número de choques que producen adhesión al número de colisiones que ocurren entre las partículas suspendidas y el medio filtrante. Idealmente α es la unidad en un sistema totalmente desestabilizado. La integración de la ecuación conduce a:

$$L \ln \frac{C}{C_0} = - \frac{3}{2} (1 - \epsilon) \alpha \eta \left(\frac{L}{d}\right) \quad (22)$$

donde C₀ y C son las concentraciones en el influente y el efluente en el lecho empacado. Con objeto de tener una idea de la magnitud de η en sistemas reales, consideremos un filtro de arena rápido con una profundidad de lecho de 0.6 m, una porosidad de 40% y un tamaño de grano de 0.6 mm; además-

el sistema se supone completamente desestabilizado ($\alpha = 1$) y se sabe que el filtro remueve el 90% de las partículas aplicadas; en tales condiciones, $\eta = 2.5 \times 10^{-3}$, ecuación (22).- Mediante un análisis más profundo se puede comprender que depende no sólo de la velocidad de filtración, tamaño del medio y temperatura del agua, sino también, en una manera importante, del tamaño y densidad de las partículas por filtrar.

Para el problema de predecir η y la eficiencia del filtro se puede recurrir a una solución numérica y a una analítica.

Solución numérica: involucra cuatro pasos: 1) Es necesario determinar en el colector simple la distribución de partículas en la región próxima a la superficie; para eso es necesario integrar numéricamente la ecuación de difusión, ecuación (1), en donde es necesario realizar varias simplificaciones; 2) hay que calcular la velocidad a la cual las partículas golpean la superficie del colector; 3) se evalúa la eficiencia del colector simple, ecuación (21), y 4) se calcula la eficiencia de remoción global de un filtro de lecho empacado, ecuación (22).

Los resultados de un cálculo numérico de η y de la eficiencia del filtro como una función del tamaño de las partículas

suspendidas se presentan en la (figura II.2). Tales resultados conducen a las siguientes observaciones finales.

Existe un tamaño de las partículas suspendidas para las que la eficiencia de remoción es mínima. Para las condiciones asumidas en la práctica convencional en filtración, este tamaño es de 1μ .

Para las partículas suspendidas mayores que 1μ , la eficiencia de remoción se incrementa rápidamente con el tamaño de partícula. La remoción se acompaña por sedimentación e intercepción.

Para partículas menores que 1μ , la eficiencia de remoción se incrementa con la disminución en el tamaño de la partícula, la remoción se acompaña por difusión (es útil notar que muchas partículas suspendidas, de interés en el tratamiento de agua y agua residual, son de un tamaño aproximado de 1μ , o menores. Se incluyen aquí virus, muchas bacterias, gran proporción de arcillas y una fracción significativa de los coloides orgánicos tanto de agua cruda como la tratada biológicamente).

Solución analítica: La ecuación (1) puede resolverse analíticamente para determinar la eficiencia del colector simple-

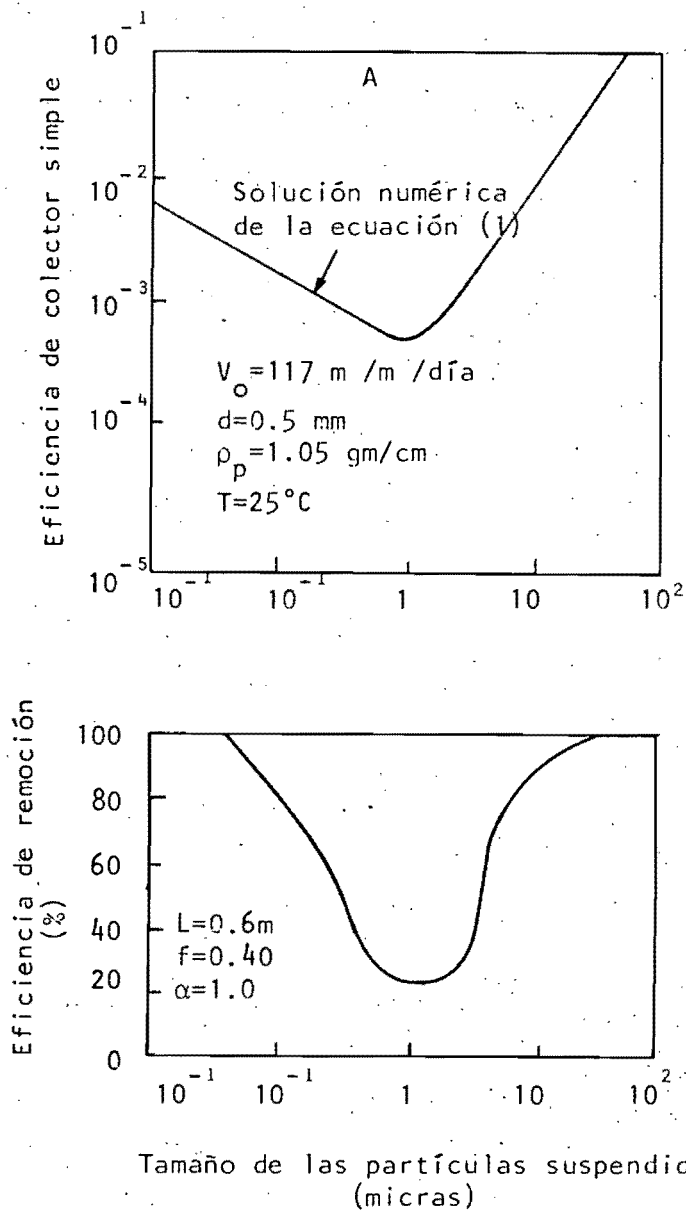


Fig.11.2 Modelo teórico para la eficiencia de filtración con eficiencia para un colector simple y de remoción como una función del tamaño de las partículas suspendidas, (ref 2).

si sólo un mecanismo de transporte es operativo; de esta forma, se deben desarrollar ecuaciones separadas para cada mecanismo de transporte, se obtienen los siguientes resultados:-
Para difusión

$$\eta_D = 4.04 Pe^{-2/3} = 0.9 \left(\frac{K T}{\mu d_p d V} \right)^{2/3} \quad (23)$$

aquí "Pe" es el número de Peclet, el cual es una medida del cociente del transporte por fuerzas convectivas al transporte por difusión.

Para intercepción:

$$\eta_I = \frac{3}{2} \left(\frac{d_p}{d} \right)^2 \quad (24)$$

Para sedimentación:

$$\eta_G = \frac{(\rho_p - \rho) d g_p^2}{18 \mu V} \quad (25)$$

donde ρ_p es la densidad de la partícula sólida.

Las ecuaciones (23) a (25) se presentan en la figura II.3., - se incluyen en tal figura los resultados del análisis numérico presentado en la figura II.2; del análisis de la figura II.3- se observa que la eficiencia de colección simple global puede aproximarse por la suma de las expresiones indivi-

duales, dada la similitud con la solución numérica.

$$\eta = \eta_D + \eta_G + \eta_I \quad (26)$$

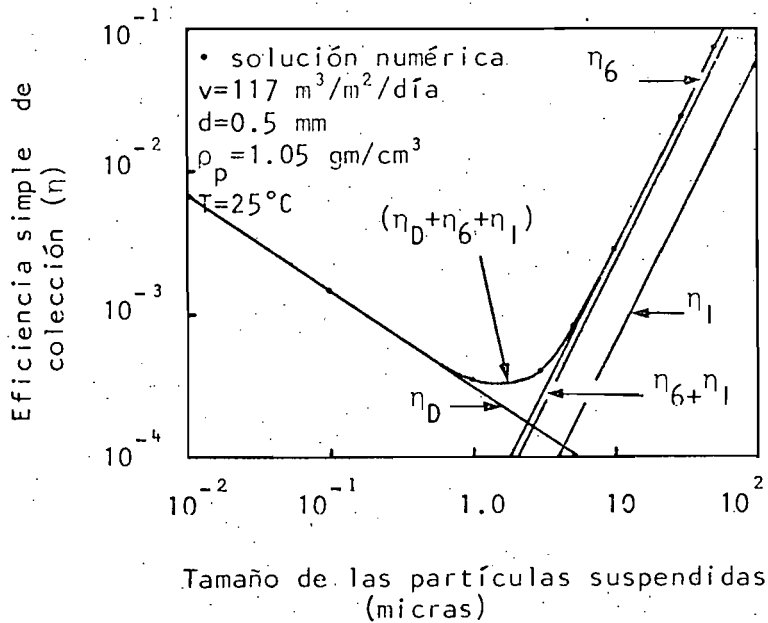


Fig II.3. Comparación de la solución numérica y analítica de la ecuación (1), (ref 2).

Las expresiones analíticas (23) a (25) combinadas con la ecuación (21) indican el efecto de las variables de la filtración convencional en la eficiencia del filtro; dependiendo del mecanismo dominante de transporte, el lado derecho de la ecuación (21) variará con v^0 a v^{-1} , μ^0 a μ^{-1} , d^{-1} a d^{-3} y $d^{-2/3}$ a dp^2 ; estos resultados corresponden al rango de resultados observados por otros investigadores en experimentos de laboratorio y en la práctica (ref 11).

Con base en el análisis de los modelos anteriores, se ha podido observar la utilidad de éstos, en la mejor comprensión del proceso de filtración, ya que se puede lograr cuantificar en alguna forma el trabajo y funcionamiento de los filtros de manera más precisa. Sin embargo, y tal como lo han notado diversos investigadores, la idea de llegar a obtener un modelo matemático exacto con constantes teóricas del proceso de filtración, está condenada al fracaso, dada la complejidad y el gran número de variables que intervienen en dicho proceso. Es pues conveniente realizar estudios con filtros piloto cuando se quiera conocer el comportamiento con un determinado filtro operando con una cierta suspensión, ya que cualquier alteración en la calidad de ésta o del medio granular, significará un cambio de problema.

III. CONSIDERACIONES GENERALES PARA LA FILTRACION DE AGUAS - RESIDUALES

III.1 *Calidad de las aguas*

Comunmente se ha usado la filtración de aguas residuales en medios granulares, tanto para pulir un efluente antes de su descarga a una corriente, como para hacerlo más estable para un proceso de tratamiento posterior; sin embargo si algún Ingeniero que tiene a su cargo el diseño de una planta de tratamiento desea considerar a la filtración como parte del proceso, una de las primeras preguntas que debe responderse es si la filtración puede cumplir los objetivos de calidad especificados para el efluente. Puesto que los filtros de medios granulares sólo pueden remover una parte de los sólidos suspendidos (SS), se hace necesario investigar cuánto del in

fluyente a los filtros es de origen suspendido y cuánto soluble, para así poder determinar la eficiencia de remoción del filtro. Si un determinado efluente contiene una alta demanda bioquímica de oxígeno soluble $(DBO)_s$, y se desea remover parte de la misma, es claro que la filtración no sirve para tal fin, siendo la solución una mejora en el proceso de tratamiento secundario; en el caso contrario, esto es, cuando el efluente contenga principalmente DBO suspendida, se consideran soluciones viables la filtración o un aumento en la eficiencia del sedimentador secundario.

La eficiencia que se puede obtener por el uso de los filtros granulares, se puede estimar a partir de la eficiencia reportada en otras plantas similares o bien, mediante una serie de estudios piloto. En el apéndice A se presenta un resumen de los resultados de operación de un gran número de plantas en los Estados Unidos y en Gran Bretaña, en la Tabla III.1 se muestran la media y el rango de eficiencia típicos para el proceso de filtración de aguas residuales.

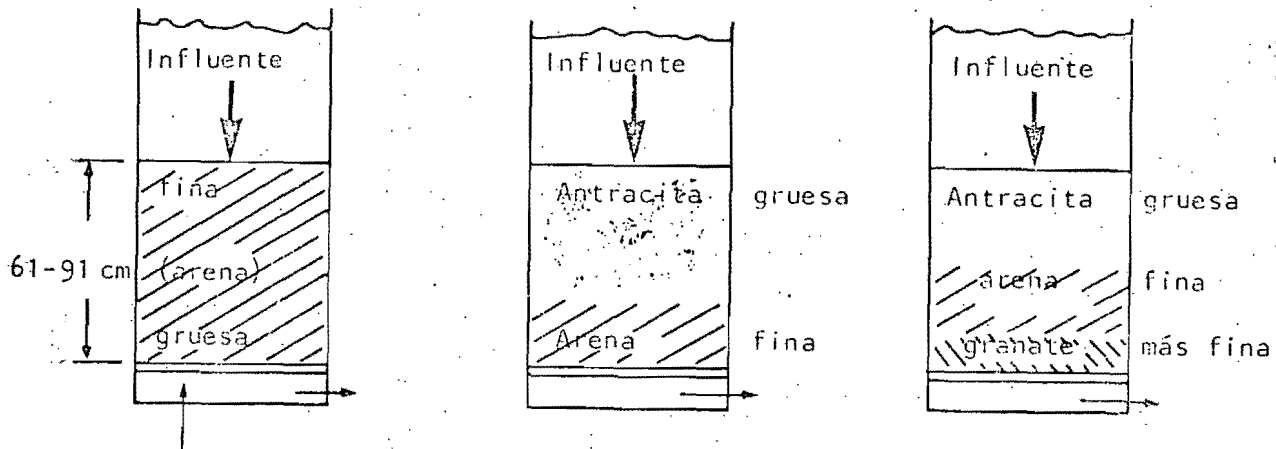
^{No} Analizando los datos de la Tabla III.1 se observa que el efluente de un tratamiento primario tiene una calidad de $SS = 99 \text{ mg/l}$ y $DBO = 131 \text{ mg/l}$; se puede esperar que mediante la filtración se produzca agua de una calidad con 33 y 68 mg/l, respectivamente, lo que abre nuevas posibilidades para el tratamiento de aguas residuales. Entre los beneficios que

se pueden lograr están: el que las eficiencias de los procesos se incrementen y que se pueden tener reducciones de energía y de costos de operación si por ejemplo los efluentes se descargan directamente al océano, al suelo o en unidades de proceso acuático, así como también, en unidades de tratamiento avanzado.

En el caso de un efluente de un tratamiento secundario biológico, que tiene una calidad de $SS = 30 \text{ mg/l}$ y $DBO = 30 \text{ mg/l}$, se puede esperar que mediante la filtración terciaria se produzca agua con 10 y 10 mg/l , respectivamente. Es claro que si se desea un objetivo de calidad de agua, menor a 10 y 10 mg/l , es necesario dar un tratamiento químico en el tratamiento secundario o en una etapa posterior a la filtración.

III.2 Configuraciones de Filtros

Los filtros de medios granulares para aguas residuales se proyectan para filtrar en su profundidad, esto es, se diseñan para que la remoción de sólidos se realice dentro del filtro y no precisamente en su superficie, intentando en consecuencia, encontrar grandes ciclos de filtración aún a altas cargas de sólidos; de esta forma se han desarrollado distintas configuraciones de filtros, (fig III.1), y es trabajo del diseñador seleccionar alguna que se ajuste más adecuadamente.

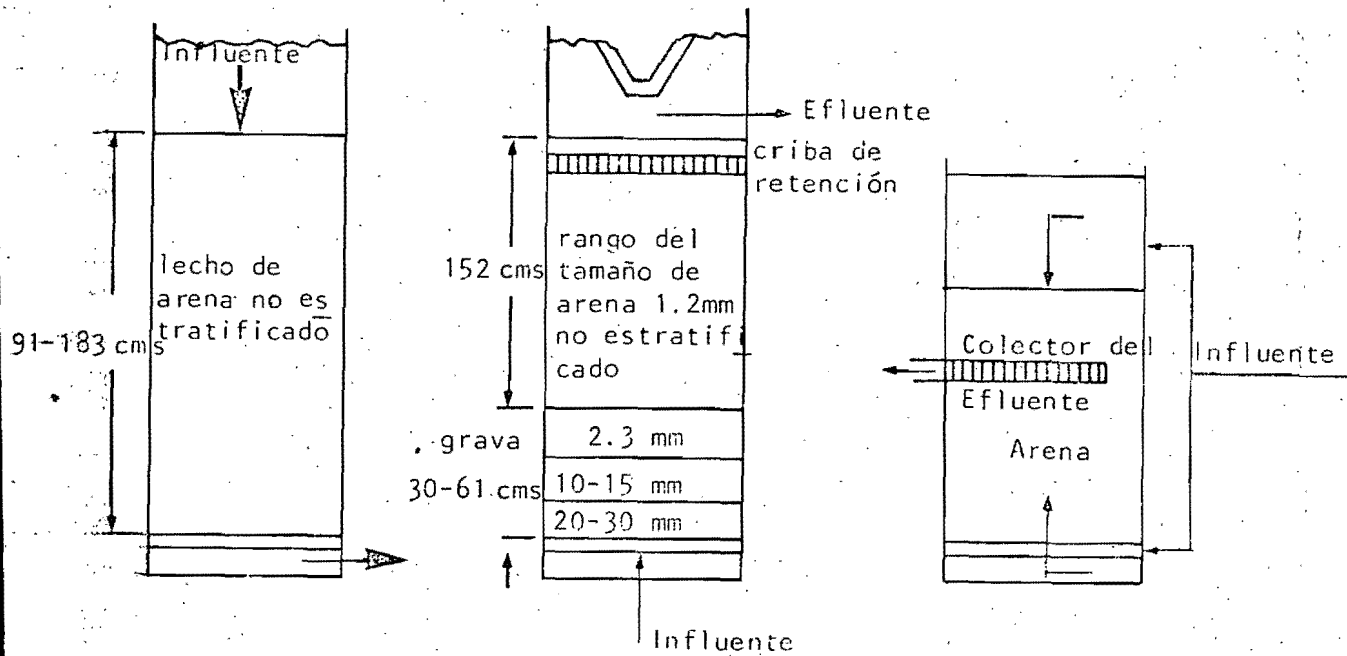


Sistema de bajodrenes

a) Convencional de arena

b) medio dual

c) medio triple



d) filtro de medio no estratificado

e) filtro de flujo ascendente

f) filtro a dos flujos

Fig. III.1 Diagramas de configuraciones de filtros para filtración en medios granulares (ref 25).

TABLA III.1 RANGO Y VALOR MEDIO PARA SS Y DBO_5 DE DISTINTOS INFLUENTES SOMETIDOS A FILTRACION

Tipo de influente al filtro	SS (mg/l)				DBO_5 (mg/l)			
	Influente		Efluente		Influente		Efluente	
	límites	valor medio	límites	valor medio	límites	valor medio	límites	valor medio
Efluente de un clarificador primario	42-212	99	18-101	33	55-191	131	24-109	68
Efluente de una planta de filtros rociadores	20-51	29	5-13	9	23-35	30	10-14	12
Efluente de una planta de lodos activados	7-55	16	2-10	6	sin datos		sin datos	
Efluente de un tratamiento químico después de uno secundario	6-16	10	1-8	1.5	sin datos		sin datos	

mente a su tipo de influente y posibilidad de operación.

Analizando la figura III.1 se pueden distinguir las dos prácticas que tradicionalmente han predominado en la filtración: la americana y la europea. Las alternativas a), b) y c) son muy usuales en los Estados Unidos (refs 17, 18, 19); la primera (a) es un diseño de filtro convencional de arena el cual no es adecuado para la filtración de aguas residuales, una de las razones principales es la estratificación, propiciada durante el retrolavado; los granos de arena pequeños tienden a quedar en la parte superior del lecho y los más grandes se van al fondo. Como la operación del filtro es con flujo descendente los sólidos se topan primero con el medio más fino y, claro, la filtración a lo largo de la profundidad no ocurre.

Actualmente el método más usual para la filtración de aguas residuales es el que usa dos lechos, ya sea en dos etapas (ref 18) o dentro de un mismo filtro; este último es más común y está compuesto típicamente de una capa de antracita gruesa sobre una de arena fina. La antracita tiene una densidad específica ligeramente menor que la de la arena y durante el retrolavado del filtro, aún con velocidades que fluidizan el medio, permanece en su sitio; removiendo la porción principal de los sedimentos y permitiendo una buena penetra-

ción. Así, aún las etapas de arena fina participan mejorando la calidad del efluente.

Los conceptos anteriores han sido aplicados por otros investigadores y han propuesto un tercer medio (refs 18 y 25) a base de granate pesado, que va colocado debajo de la arena; las tres capas se escogen de un tamaño tal que ocurre un cierto intermezclado que resulta adecuado (ref 21); en el capítulo IV se detallan más los estudios en este campo.

La práctica europea contempla filtros de arena más profundos (refs 22 y 23) (d) cuyas características típicas son: medios no estratificados y el retrolavado se realiza usando simultáneamente aire y agua para que no ocurra estratificación (ver cap. V). En esta práctica se incluyen filtros de flujo ascendente (e) y filtro a dos flujos (f) con la salida por la parte media. El filtro de flujo ascendente (refs 24 y 25) permite lograr buenos resultados ya que la capa profunda de arena gruesa, no estratificada, se soporta en el fondo con arena graduada que actúa como un filtro de sólidos gruesos; sin embargo, hay cierto peligro de que parte del filtro se levante en el momento de la filtración, ocasionando serios disturbios en la calidad del filtrado. Por fortuna un buen remedio a esta dificultad es el uso de una criba de barras de acero espaciadas de 10 a 15 cm, centro a centro.

Otra posibilidad para evitar los levantamientos del medio -- filtrante la constituye el uso de los filtros a dos flujos, -- aunque el grado de desarrollo de éstos es muy poco conocido. (ref 25).)

III.3 Carrera de Filtración

Bajo las condiciones de un diseño óptimo la carrera de filtración se entiende como el tiempo en el que se agotan al -- mismo instante, la capacidad hidráulica y de remoción de sólidos suspendidos. Determinar correctamente tal parámetro -- es muy difícil, ya que la variabilidad y complejidad de las características de SS del influente impiden una selección -- óptima, por esta razón se hace necesario utilizar los datos -- de estudios en planta piloto para lograr obtener: el tamaño o combinación de tamaños de medio, velocidades de flujo y carreras o ciclos de filtración prácticos.

Un modo de estimar la cantidad neta de producción de agua -- por unidad de área del filtro, en cualquier período de tiempo, es mediante la relación de este parámetro con las velocidades de filtración bajo distintas carreras supuestas (fig -- III.2). Un buen diseño debe lograr máxima producción de -- agua por unidad de área del filtro con una factible operación del proceso, buscando la mayor tasa de filtración, que a su vez incide en la disminución de costos de capital para-

filtros. La producción de agua por ciclo se calcula multiplicando la velocidad de filtración por la carrera supuesta. Si se desea estimar la producción diaria se debe restar, a la producción de agua por corrida, la necesaria en el retrolavado. Finalmente, la cantidad resultante se multiplica por el número total de ciclos en el día.

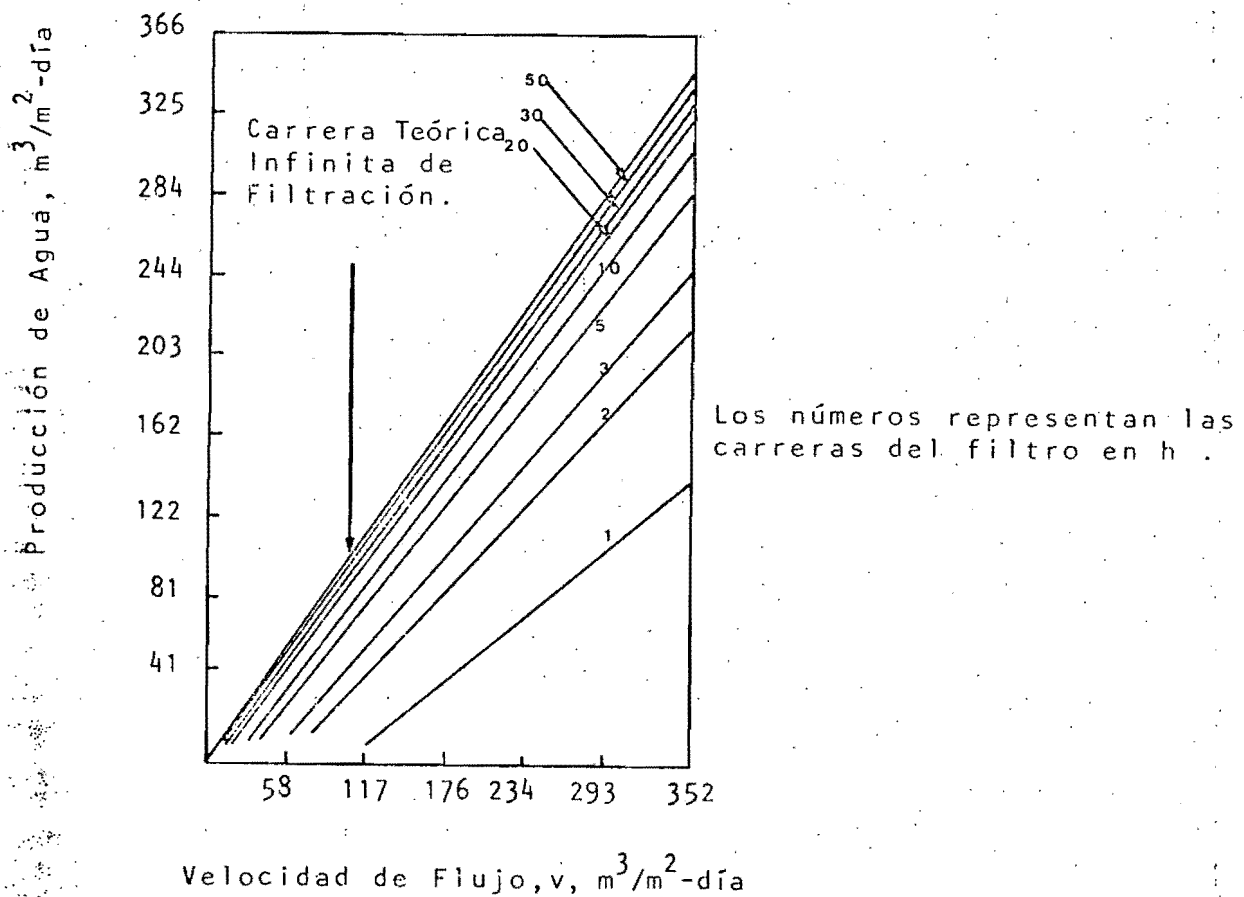


Fig III.2. Producción total de agua como una función de la velocidad de flujo a varias carreras de filtración (período supuesto de retrolavado de 30 minutos) (ref 19)

Mediante el uso de la fig III.2 se puede mostrar que hay un límite superior para la producción total de agua para cada velocidad de filtración. La máxima producción de agua que se puede obtener en un día es: 117,234 y 351 m^3/m^2 ; para velocidades de filtración de 117, 234 y 351 m^3/m^2 -día, respectivamente; así, también se muestra la relación entre la producción de agua y las velocidades de filtración para distintas carreras del filtro.

Si se desean 142.4 m^3/m^2 día de producción de agua, algunas de las posibilidades de parámetros equivalentes para lograr esta eficiencia son: usar velocidades de 142.8 m^3/m^2 -día -- con una carrera infinita del filtro, 146.7 m^3/m^2 día, con una carrera de 50 horas y 228.9 m^3/m^2 día a una carrera de sólo 2 horas.

Otra utilidad de la fig III.2, es que, mediante su uso, se pueden encontrar parámetros de operación de filtros que dan una eficiencia equivalente a aquellos determinados por los resultados de operación en plantas piloto. Por ejemplo, si la operación en planta piloto, al manejar un influente de 40 mg/l de s.s., produjo una carrera del filtro de 20 horas, a una velocidad de filtración de 117.4 m^3/m^2 día, mediante el uso de la fig III.2 se pueden encontrar filtros de eficiencia equivalente. Inicialmente, y como se muestra en la fig III.2, se traza una línea horizontal, a partir del punto que

representa la carrera de la operación piloto. Se observa -- que un diseño de filtro equivalente lo constituye uno que -- trabaja con una velocidad de $176.1 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ día}$ y una carrera - de 2.5 horas; ya que ambos producen $109.5 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ día}$. En el- caso de escoger carreras mayores a 2.5 horas a una velocidad de $176.1 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ día}$, se producen más de $109.5 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ día}$, lo que constituye un diseño de filtro más eficiente.

Mediante la fig III.2 se pueden generar un conjunto de dise- ños de filtros con eficiencias equivalentes a la obtenida de los resultados de un número limitado de corridas de filtros- en plantas piloto. Por lo tanto, de un diseño práctico de - filtro que se puede obtener, a un costo razonable, se pueden hacer comparaciones en costo para distintos diseños de efi- ciencia equivalente.

III.4 Desarrollo de la Pérdida de Carga

La remoción de SS por los filtros de medios granulares se -- pueden llevar a cabo de las siguientes formas:

- a) En la superficie del filtro, si la granulometría del le- cho es más fina en tal zona
- b) A lo largo de las porosidades del lecho, con lo que se-

logra una mejor distribución de los SS y un mejor aprovechamiento de la carga hidráulica disponible

- c) Por una combinación de las formas anteriores, como es el caso de la filtración de efluentes secundarios.

En la fig III.3 se muestran ejemplos de desarrollos de pérdida de carga durante la filtración de SS. Si predomina la remoción de sólidos en la superficie esto se debe a que el medio filtrante o la tasa de filtración son muy pequeños. La forma de la curva de pérdida de carga para este caso es exponencial (a). Con este tipo de comportamiento sucede que si se incrementa la pérdida de carga, no se incrementa significativamente la producción por ciclo de filtración.

Si ocurre la remoción a lo largo del espesor del lecho se obtiene un comportamiento similar al del esquema (b) se observa que si se incrementa la velocidad de filtración, igual se incrementa la pérdida de carga inicial y, como las curvas -- son prácticamente paralelas, a un aumento en la velocidad de filtración la producción de agua disminuye ligeramente bajo una determinada pérdida de carga final. Este tipo de remoción es común con lechos de gran tamaño de grano y con diseños que van de lechos gruesos a finos.

La filtración de efluentes secundarios involucra la remoción tanto en la superficie del lecho como a lo largo de su espesor y el comportamiento de la pérdida de carga es como el que se observa en el esquema (c). Es decir, que hay una velocidad de flujo (5) que da la producción óptima, ya que se obtiene el mayor filtrado por corrida.

En la operación de filtros de aguas residuales las gráficas de pérdida de carga contra el tiempo o volumen de filtrado dan una útil información en el diseño del medio filtrante y de la velocidad de filtración.

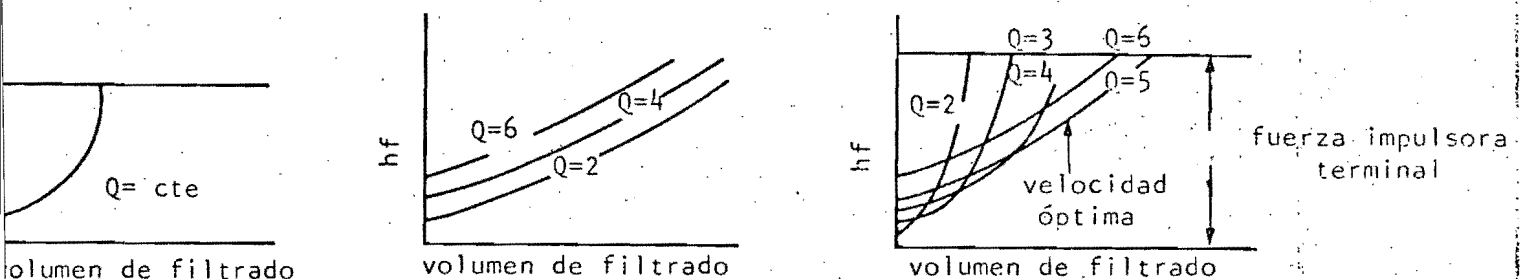


Fig. III.3 Desarrollo de pérdida de carga durante la filtración: a) remoción superficial de SS. b) remoción a lo largo del espesor c) remoción a lo largo del espesor y en la superficie (ref 19).

III.5 Variables del Proceso de Filtración

Las variables de importancia en el proceso de filtración se-

resumen en la Tabla III.2. Las primeras tres se relacionan con el medio filtrante y las cuatro últimas se relacionan con las propiedades físicas y químicas del efluente por filtrar. Las características del efluente incluyen a la concentración de sólidos suspendidos, distribución de tamaños de partícula y carga superficial.

Las variables que afectan directamente la operación se pueden dividir en dos: 1) por el influente que llega al filtro, como tipo, cantidad y filtrabilidad de los sólidos; 2) variables de proceso físicas, tales como la velocidad de filtración, carga hidráulica disponible, tamaño, espesor y tipo de lecho filtrante.

TABLA III.2. VARIABLES DEL PROCESO DE FILTRACION. VARIABLES DE PROCESO

- . tamaño, forma y densidad del grano del medio
- . porosidad del medio filtrante
- . características de pérdida de carga del medio
- . espesor de (1) lecho (s) filtrante (s)
- . velocidad de filtración
- . carga hidráulica disponible
- . características del efluente
- . tratamiento químico
- . carga del lecho filtrante
- . características del fluido

Cuando un diseñador se encuentra con nuevos tipos de agua -- por filtrar, se deben de realizar una serie de estudios en planta piloto para determinar las variables del proceso, para poder evaluar la calidad del agua filtrada y la pérdida de carga generada.

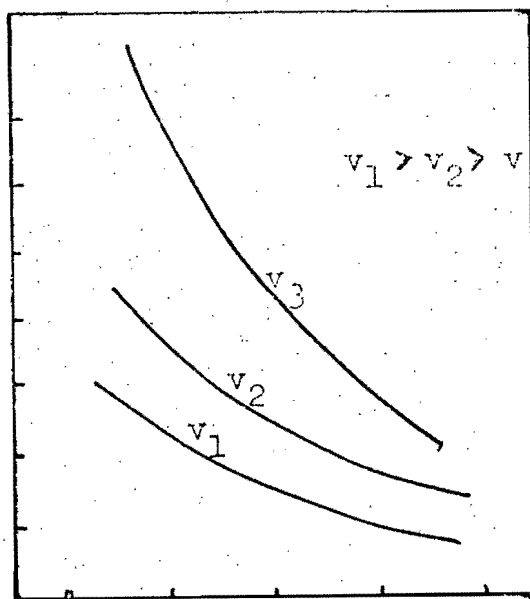
Para el caso de la filtración de un efluente secundario, los aparatos piloto deben ser tres o más filtros a fin de realizar corridas en paralelo; esto es necesario debido a que los sólidos del influente pueden cambiar día con día (más bien hora con hora), por lo que las distintas variables del proceso deben de compararse simultáneamente y no una tras otra.

Con los tres filtros piloto se puede realizar una serie de experimentos para determinar el efecto del tamaño del medio, espesor, tipo y velocidad de filtración en la calidad del filtrado y la pérdida de carga generada. Los filtros se deben de equipar con los accesorios necesarios para que se pueda investigar el grado de filtración con un determinado espesor, así como otros parámetros de interés que puedan determinar los objetivos deseados de calidad del filtrado y la relación aproximada de carga de sólidos con desarrollo de pérdida de carga. Los filtros piloto deben abarcar una amplia escala de variables en el diseño de la planta. Por ejemplo, velocidades de filtración de 117 a 470 m^3/m^2 día y pérdidas de carga hasta de 9.1 metros.

Los datos para un medio en particular se pueden presentar como en la fig III.4. Aquí se muestra la dependencia de la carrera de filtración, con respecto a la concentración de sólidos en el influente, para varias velocidades de filtración.

De un análisis de tal figura, se observa que la carrera disminuye exponencialmente conforme se incrementa la concentración de SS en el influente. Así mismo se puede notar, que la carga de sólidos en el influente es el producto de la concentración del influente (C_0) magnitud de la carrera (t) y la velocidad de filtración (v); estas tres curvas se pueden normalizar en una sola graficando el producto promedio $v \cdot t$ contra C_0 , la forma de la curva resultante es aproximadamente hiperbólica, lo que indica que la ecuación de la forma $x \cdot y = constante$, esto muestra que $C_0 \cdot v \cdot t = constante$. El análisis anterior lleva a un enfoque aproximado para predecir la pérdida de carga con base en la carrera de sólidos por unidad de incremento de pérdida de carga para un tamaño de medio particular, tipo y concentración de sólidos en el influente. (La captura de sólidos, CS, se define como: $CS = (remoción\ de\ sólidos\ suspendidos) (carrera\ del\ filtro) / (velocidad\ de\ filtración / (pérdida\ de\ carga\ terminal))$).

carrera del filtro^h
para una pérdida
de carga determi-
nada, h.



= velocidad de filtra-
ción.

Concentración de
sólidos en el influente

Fig III.4. Carrera del filtro como una función de la concentración de sólidos suspendidos en el influente, a varias velocidad de flujo, (ref 18).

III.6 Sistemas de Lavado de Filtros

Dado el tipo de partículas removidas en aplicaciones de filtración de aguas residuales, se debe poner atención especial al sistema de lavado, con objeto de asegurar una buena limpieza del medio filtrante. Por ejemplo, las partículas de efluentes secundarios son más "pegajosas" como resultado de la naturaleza biológica del flóculo además hay una tendencia al acarreo de grasa de los procesos secundarios y por supuesto el potencial crecimiento biológico en el medio.

Tipo de sistemas de retrolavado: cualquier sistema de lavado, para filtración de aguas residuales requiere de un sistema de limpieza auxiliar para el desprendimiento efectivo de las partículas. Los dos sistemas de lavado más frecuentemente usados son: agua y un sistema de lavado superficial y, agua con limpieza de aire.

Existen dos tipos de sistemas que trabajan superficialmente, un sistema de rejillas fijo y un sistema rotatorio, el primero tiene la ventaja de la simplicidad mecánica puesto que no hay partes en movimiento, sin embargo, ocurre que se presenta una gran pérdida del medio (75 a 100 mm/año). Respecto al sistema de lavado superficial rotatorio, aunque hay ciertos problemas en los sistemas de soporte, constituyen un buen sistema de limpieza auxiliar y son mecánicamente seguros.

La limpieza auxiliar con aire es cada vez más común, puesto que provee una mayor adaptabilidad y flexibilidad en el uso de distintas profundidades y tamaños de medios, ya que tal sistema puede ayudar a limpiar eficientemente a lo largo del espesor del lecho, sin que sea necesaria la fluidización del mismo, por lo que se puede reducir el tamaño de bombeo para el retrolavado.

Bajodrenes: la selección del sistema de bajodrenes se basa en el tipo de retrolavado que se use (limpieza con aire o la vado superficial).

Las opciones disponibles para un sistema que maneje agua únicamente, son: un sistema lateral doble de cerámica y un sistema lateral doble de tubería. En el caso de los sistemas que manejan aire y agua, también se disponen de dos opciones; en un caso se instala un sistema auxiliar de distribución de aire con tuberías laterales, dentro de un sistema de bajodren para agua, la segunda opción consiste en un sistema modular de aire y agua de toberas. Si se especifica este último sistema, son recomendables orificios de 6 a 9 mm de diámetro para evitar los taponamientos.

Velocidades de lavado aplicables: la velocidad de retrolavado adecuada para un filtro es una función del tamaño del medio (tamaño efectivo y coeficiente de uniformidad), tipo de medio (gravedad específica y de la temperatura del agua).

En la fig III.5 se muestran las velocidades de retrolavado adecuadas para varios medios filtrantes de distintas gravedades específicas y tamaños y distintas temperaturas del agua. Debe notarse que el eje X representa el tamaño que tiene 60% de la muestra, el cual es el producto del tamaño efectivo y el coeficiente de uniformidad. En la fig III.6 se muestran

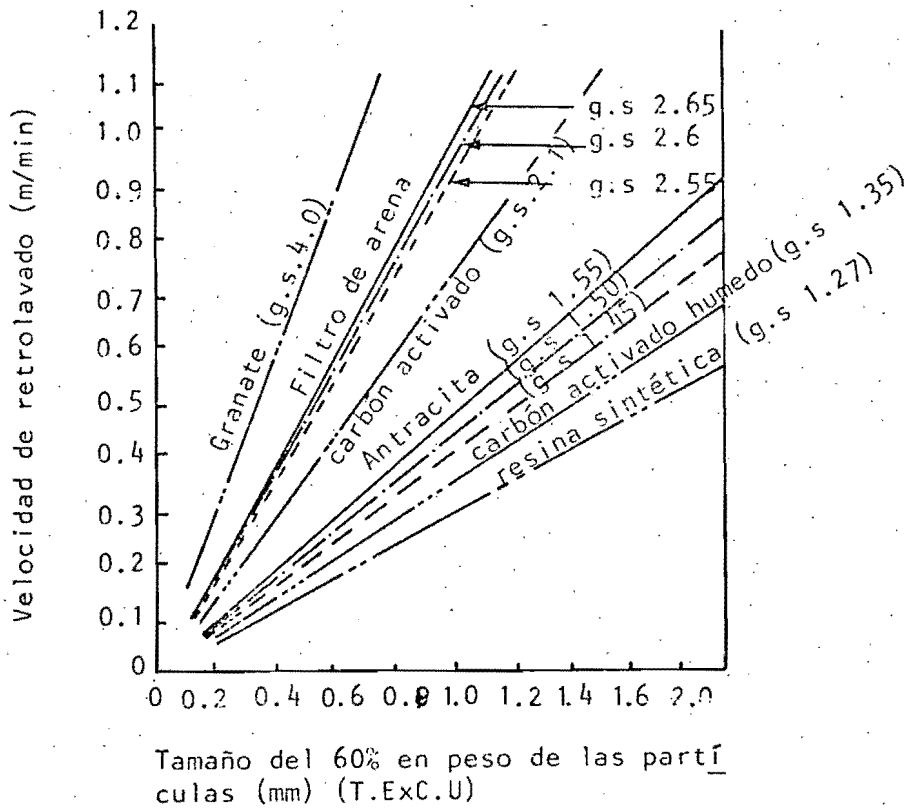
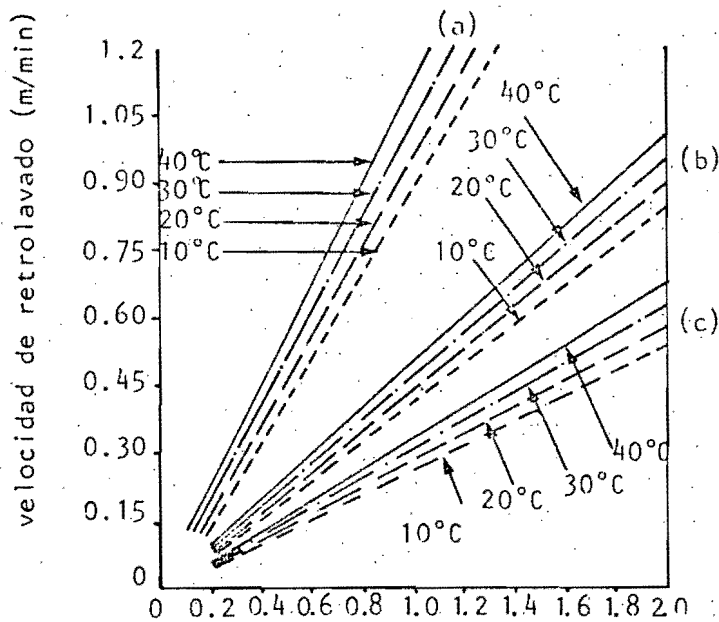


Fig III.5. Velocidades de retrolavado de filtros a 20°C (ref 8)

- 2) retrolavado y lavado superficial simultáneo. Se inicia el retrolavado para desprender las partículas retenidas en el medio filtrante, el tiempo de tal operación simultánea va de 2 a 6 minutos
- 3) aplicación de agua. Se suspende el lavado superficial y se continúa aplicando una velocidad de fluidización del medio durante 4 a 12 minutos.



Tamaño del 60% en peso de las partículas (mm) (T.ExC.U)

Fig III.6. Velocidades de retrolavado de filtros para medios filtrantes de: (a) arena (g.e. = 2.6); (b) antracita (g.e. = 1.5); (c) resinas sintéticas (Amberlita) (g.e. = 1.27) (ref 8).

El ciclo de retrolavado anterior está diseñado para permitir un ajuste en la duración de cada paso, por lo que el personal de operación puede realizar modificaciones de acuerdo con el nivel de lavado necesario.

En el caso del sistema de lavado con agua y aire se usa un ciclo similar, una vez que el filtro se ha aislado y drenado (ver figs III.7 y III.8) el orden del retrolavado es:

- 1) limpieza con aire únicamente. Una vez que el filtro se dreña hasta un nivel de unos pocos centímetros de la --

las velocidades de lavado para filtros de arena, antracita y una resina sintética para varios tamaños de los medios y distintas temperaturas del agua.

Dado que tradicionalmente la práctica europea ha empleado -- con buen éxito la limpieza con aire, cada vez es más común -- en América la incorporación de tal técnica. De esta manera, si se usa aire, la recomendación de diversos diseñadores es que las velocidades de lavado de las figs III.5 y III.6 se -- deben reducir a la mitad del valor establecido, debido al in -- cremento en agitación logrado con la aplicación de aire (ref 8, 33). Tradicionalmente el rango de las velocidades de --- aire va de 5 a 25 litros/m² . seg y en el caso de usarse co -- mo lavado superficial auxiliar, las velocidades son de 1.35+ a 3.40 L/m² . seg.

Orden en el lavado de filtros: en la fig III.7 se muestran -- los ciclos de retrolavado típicos, tanto del sistema de lava -- do con agua/superficial, como del de agua/limpieza con aire. Los ciclos de lavado de la fig III.7 son los obtenidos des -- pués de que el filtro se ha drenado adecuadamente; el orden -- del ciclo de retrolavado para el sistema de lavado con agua/ -- superficial es como sigue:

- 1) Lavado superficial únicamente, da una limpieza auxiliar -- y se aplica por 2 a 4 minutos.

parte superior del medio (nivel 1 en la fig III.8) se inicia la limpieza con aire durante 2 a 4 minutos, con objeto de dar una agitación vigorosa para romper y desprender las partículas de flóculo biológicas, especialmente de las partículas que han penetrado dentro del medio.

- 2) lavado simultáneo con agua y aire. Aún con la aplicación de aire se inicia el ciclo de retrolavado con agua, a una velocidad de subfluidización, la duración de esta operación simultánea dependerá de la velocidad de aplicación de agua. El nivel de agua en el filtro se eleva justo abajo de la canaleta de lavado (nivel 2, fig III.8). En ese momento se suspende la aplicación de aire con objeto de evitar la pérdida del medio. El tiempo de lavado con la aplicación de aire y agua se recomienda que sea de 4 a 5 minutos, con una velocidad de elevación en el nivel de 0.3 m/min; la posición de la canaleta de lavado deberá ser de 1.5 m arriba del medio (dimensión D en la fig III.8). Suele ser necesario un regulador automático de nivel para la interrupción del aire.
- 3) lavado con agua. Se continúa el retrolavado con agua una vez que la aplicación del aire se ha suspendido. Sin embargo, es deseable, sobre todo para diseños de me

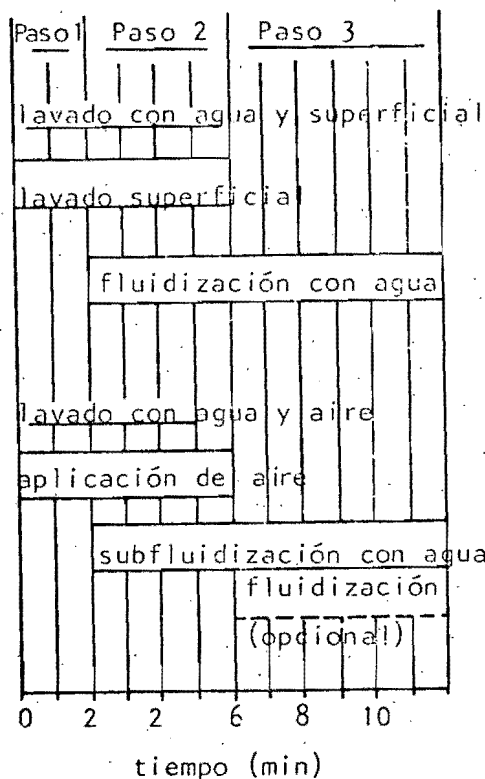


Fig III.7 Típicos ciclos de retrolavado (ref 33)

dios dobles y múltiples, incrementar las velocidades de retrolavado con agua a niveles de fluidización, para lograr una mejor remoción de las partículas desprendidas y una reestratificación del medio; tal medida no es necesaria para diseños de un solo medio.

III.7 Requerimientos de Productos Químicos

Una buena selección de los productos químicos en las aplicaciones terciarias mejora la calidad de los efluentes (refs-- 25, 33, 34). Como ejemplo se muestra en la Tabla III.3 la -

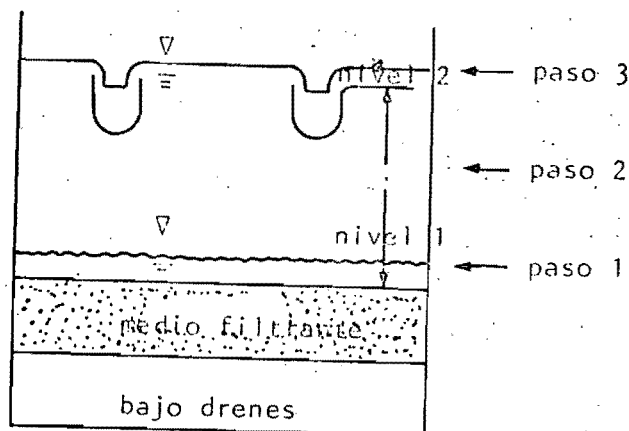


Fig III.8. Retrolavado aire/agua,(ref 33).

experiencia obtenida en la operación de varias plantas en el área de California (E.U.), destacándose las siguientes observaciones:

- Son muy efectivas en pequeñas cantidades las sales de aluminio y de polímeros catiónicos, se presenta una remoción de al menos 50% en la turbiedad del influente cuando éste tenía niveles de 3 a 4 unidades.
- Gracias a la optimización de productos químicos se ha incrementado la remoción de turbiedad hasta en un 70%, aunque esto es dependiente del tipo de compuesto químico usado y de las condiciones del influente.
- Se ha mostrado (refs 34, 35) que una precloración en cantidades de 5 a 10 mg/l reduce efectivamente el creci

TABLA III.3. REQUERIMIENTOS QUIMICOS

Agencia Operadora	Producto químico, cantidad y punto de aplicación	Resultados
Cd. de Thousand Oaks, Calif.	<ul style="list-style-type: none"> . Cloro, 5 mg/l en la entrada del filtro . Polímero catiónico, 1.5 mg/l en la entrada del filtro 	<ul style="list-style-type: none"> . Se reduce el crecimiento biológico en el filtro . Se remueve 50% de la turbiedad durante la operación normal, si falla el proceso secundario, la dosis se aumenta a 3 mg/l y se aplica aluminio, normalmente la turbiedad del efluente permanece abajo de 2. U.T.
Distrito de agua municipal de Las Vírgenes	<ul style="list-style-type: none"> . Cloro, 5 a 10 mg/l en la entrada del filtro . Sulfato de aluminio de 4 a 6 mg/l y un polímero aniónico 0.03-0.5 mg/l en la entrada al filtro 	<ul style="list-style-type: none"> . Se reduce el crecimiento biológico . Se observa una remoción de turbiedad de 65-70%, sin esta combinación sólo se remueve 45-50%.
Distrito de Los Angeles	<ul style="list-style-type: none"> . Sulfato de aluminio en 0.3-3 mg/l y un polímero catiónico 0.1-2 mg/l en la entrada del filtro . Polímero catiónico 0.5 a 2 mg/l en el tanque de sedimentación final 	<ul style="list-style-type: none"> . Generalmente la turbiedad del efluente está abajo de 2 U.T., mayores dosis de productos químicos incrementan la pérdida de carga. . Mejora la turbiedad del agua que va al filtro entre 3 y 4 U.T.
Condado de Orange	<ul style="list-style-type: none"> . Sin productos químicos a la entrada del filtro . 5-8 mg/l de sulfato de aluminio a la entrada del filtro . 2 mg/l de un polímero catiónico 	<ul style="list-style-type: none"> . Remoción del 53% de turbiedad . Remoción del 59% de turbiedad . Remoción del 69% de turbiedad

miento biológico en los lechos filtrantes. Sin embargo se debe tener presente que ciertos polímeros son muy -- sensibles al cloro residual y por otro lado, pierden su eficacia con dosis moderadas.

En una instalación fue muy efectivo el pretratamiento de floculación para satisfacer los objetivos del tratamiento (efluente de menos de 2 unidades de turbiedad).

III.8 Instrumentación y Alarmas

El monitoreo de la operación de filtración es esencial para el buen funcionamiento del sistema. En la Tabla III.4 se -- presenta una lista de la instrumentación y las alarmas que -- deben considerarse en el diseño de una planta de filtración de aguas residuales.

III.9 Consideraciones en el Diseño de Filtros

En el diseño de filtros de agua residual los parámetros de -- diseño generalmente se limitan a la selección del tamaño del lecho y de la velocidad de filtración, de ahí que, para lo-- lograr un nivel adecuado de tratamiento se deben conocer las -- relaciones entre los tamaños del medio, la carga hidráulica y la eficiencia del filtro. Un modo de lograr esta relación es construir las curvas de isoporcentaje de remoción, tal co--

TABLA III.4. INSTRUMENTACION RECOMENDABLE PARA EL PROCESO DE FILTRACION DE AGUAS RESIDUALES

Flujo	<ul style="list-style-type: none"> a) flujo del influente y efluente b) velocidad de retrolavado c) bomba de transferencia del retrolavado d) tasa de aire (si se usa) e) tasa de lavado superficial (si se usa)
Parámetros de calidad	<ul style="list-style-type: none"> a) turbiedad del influente y del efluente mezclado b) turbiedad de cada filtro (opcional) c) cloro residual del efluente
Niveles	<ul style="list-style-type: none"> a) pérdida de carga (cada filtro) b) tanque de agua de lavado c) nivel de entrada del tanque de igualación d) flujo pico de emergencia (si es aplicable)
Alamas	<ul style="list-style-type: none"> a) turbiedad alta de influente y efluente b) cloro residual bajo c) aditivos químicos bajos <ul style="list-style-type: none"> 1. cloro 2. sales de aluminio 3. polímeros d) falla de bombas <ul style="list-style-type: none"> 1. influente (si se usa) 2. retrolavado 3. lavado superficial 4. compresor de aire e) falla de corriente f) mal funcionamiento de los alimentadores <ul style="list-style-type: none"> 1. cloro 2. sales de aluminio 3. polímeros

mo se muestra esquemáticamente en la fig III.9, tales gráficas pueden usarse para predecir las eficiencias de filtración. Por ejemplo, si se requiere un nivel de remoción de sólidos del 60% es claro que cualquier combinación de tamaño de grano y de velocidad de filtración, a lo largo de la línea de isoporcentaje "60" se puede usar para obtener el nivel de tratamiento requerido.

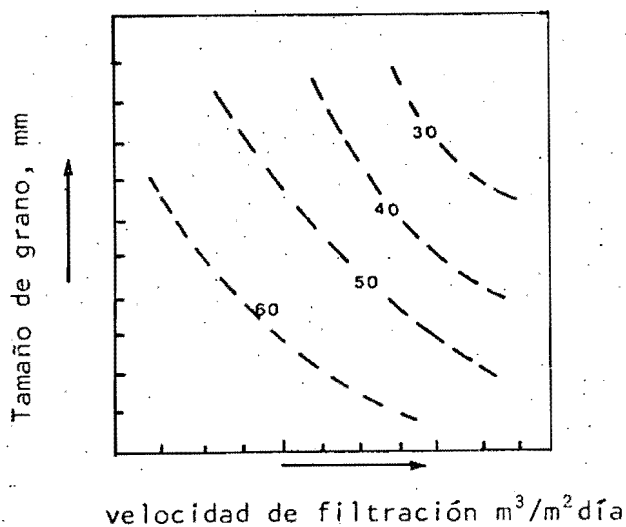


Fig III.9. Curvas de isoporcentaje de remoción de SS como una función del tamaño del grano y la velocidad de filtración, (ref 19).

En muchas situaciones prácticas es muy raro que la calidad del efluente se tome como única consideración de diseño. En cualquier análisis, para determinar un diseño óptimo se deben incluir los costos de construcción y de operación de filtro. En realidad se debe balancear la remoción de sólidos obtenida para un tamaño específico del medio y de carga hidráulica, contra el costo del proceso de filtración. Por

ejemplo, si la velocidad de filtración se incrementa de 115- a $288 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-día}$ sin una pérdida apreciable en la eficiencia del filtro, el área se puede disminuir hasta en 2.5 veces, - con un elevado ahorro en costos de capital. Sin embargo, el incremento en los costos de operación, por las altas velocidades de filtración, podría igualar o aún exceder cualquier ahorro en los costos de capital.

Si se determinan los costos totales anuales correspondientes a varios puntos de operación en cada línea de isoporcentaje de remoción, se puede desarrollar una gráfica tridimensional de costos anuales contra tamaño de arena y velocidad de filtración a lo largo de cada curva de isoporcentaje de remoción, fig III.10, si todos los puntos de costos se conectan, se genera una superficie. El costo mínimo para un nivel dado de tratamiento puede obtenerse localizando el punto de menor valor en la curva de costos correspondiente a la curva de isoporcentaje de remoción. Por lo tanto, se deben conocer las relaciones entre los costos de capital y operación con los tamaños del medio y las cargas hidráulicas, para seleccionar los puntos de diseño óptimos del filtro. De la discusión anterior resulta claro que, para evaluar distintos filtros para una aplicación particular, se deben realizar estudios piloto para generar para cada filtro curvas similares a la de la fig III.10. Aquel al que se le asocien los más bajos costos totales anuales para un nivel deseado de trata---

miento será el más efectivo en cuanto a costo (ref 36).

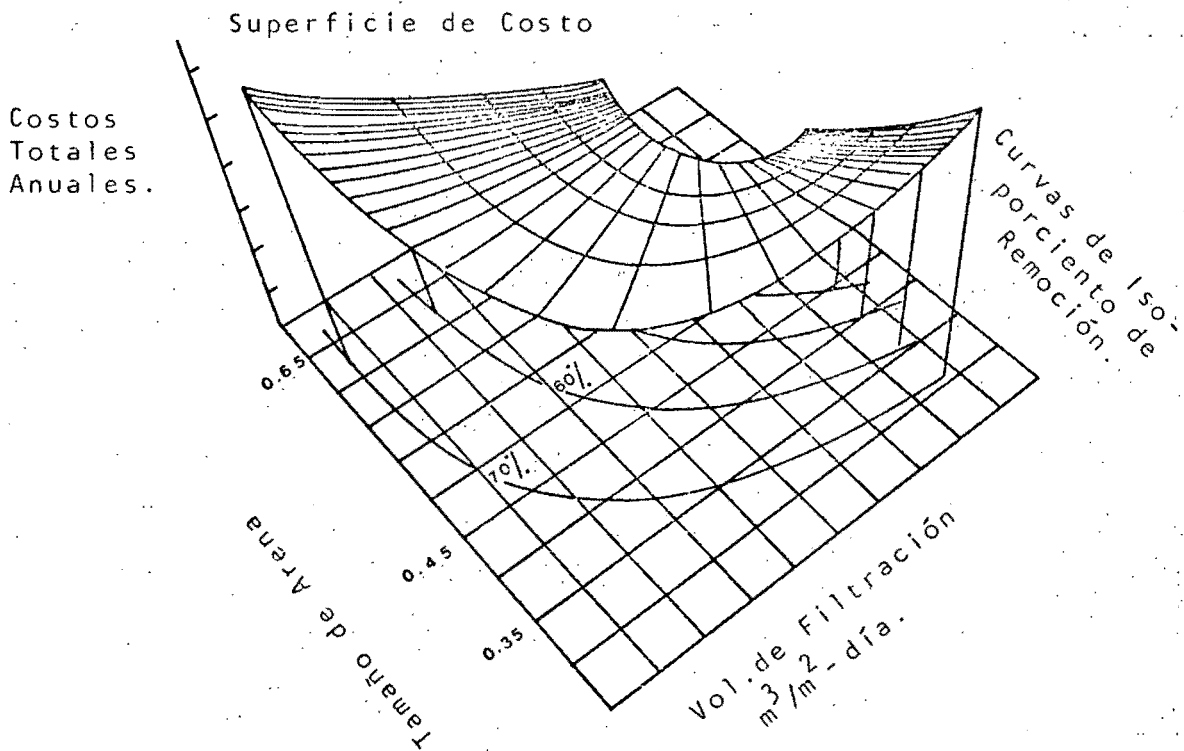


Fig III.10. Gráfica tridimensional de costos totales anuales para la filtración, contra tamaños de arena y velocidad de filtración a lo largo de curvas de isoporcentaje de remoción (ref 36).

IV. ESTUDIOS SEGUN LA PRACTICA AMERICANA

Existen tres tipos principales de diseños de filtros usados dentro de la práctica americana: medios dobles, múltiples y en dos etapas. Sin embargo, la práctica en América para la filtración de aguas residuales, también ha experimentado con filtros de medios simples, los cuales, son considerados parte importante de la técnica europea.

Los filtros de un único medio no se han usado mucho en los Estados Unidos, ya que el tamaño de grano medio que se retrolava a velocidades aceptables produce una capa superficial de grano fino, que provoca una captura excesiva de sólidos. El uso de tamaños de grano de mayor diámetro (2-4 mm) permite mayores carreras de filtración, pero las altas velocidades de retrolavado necesarias para la fluidización de la arena, limitan las aplicaciones de diseño. Los problemas ante-

riores han conducido a que los estudios realizados en América, sobretodo en la filtración de efluentes primarios, incorporen cada vez más, parte de la técnica europea (por ejemplo, las características del medio filtrante y las condiciones -- del retrolavado); ya que de esta forma, el proceso se lleva a cabo más eficientemente.

IV.1 Filtración de Efluentes Primarios

Los principales impedimentos para la filtración de efluentes sedimentados primarios, en filtros con medios granulares convencionales, son las elevadas concentraciones de sólidos suspendidos, que conducen rápidamente a una alta pérdida de carga; por otra parte, la presencia de grasa y lodo biológico - origina la formación de bolas de barro, que a su vez incrementa la pérdida de carga inicial, reduce la carrera de filtración y eventualmente podría reducir la calidad del efluente.

En los filtros convencionales de arena la mayoría de los sólidos se remueven en o cerca de la superficie del lecho de arena formando una capa de sólidos. Como resultado, si la concentración de sólidos es elevada, la pérdida de carga se incrementa rápidamente, las carreras de los filtros son cortas y la mayor parte de la capacidad de retención de los fil

tros no se utiliza. En los filtros de lecho pulsante se usan pulsos periódicos de aire en el lecho para aflojar y redistribuir los sólidos retenidos en las capas superficiales. Debido a la redistribución de los sólidos al final del ciclo pulsante, se disminuye la velocidad de crecimiento de pérdida de carga y se incrementa la carrera de filtración. El efecto de la acción del pulso en el perfil de la pérdida de carga se esquematiza en la figura IV.1, usándose como medio-filtrante 0.25 m. de arena. Se observa que la carrera de filtro se incrementa en más de cuatro veces como resultado del sistema de pulso de aire.

Estudios Piloto: Hasta la fecha se tienen muy pocos trabajos en filtración de efluentes primarios, la mayoría de los mismos se han realizado en la Universidad de Davis, California, aunque solo a nivel piloto (refs 13, 14 y 15). Uno de los programas más completos se llevó a cabo durante 1980 y 1981. Las características del efluente del clarificador primario que servía como influente para los estudios de filtración se resumen en la Tabla IV.1.

Se realizaron dos series de experimentos en los filtros: la primera se diseñó para evaluar el efecto del tamaño de arena y de la carga hidráulica en la eficiencia de la filtración para lo cual se usaron tamaños de arena de 0.35, 0.45 y 0.65

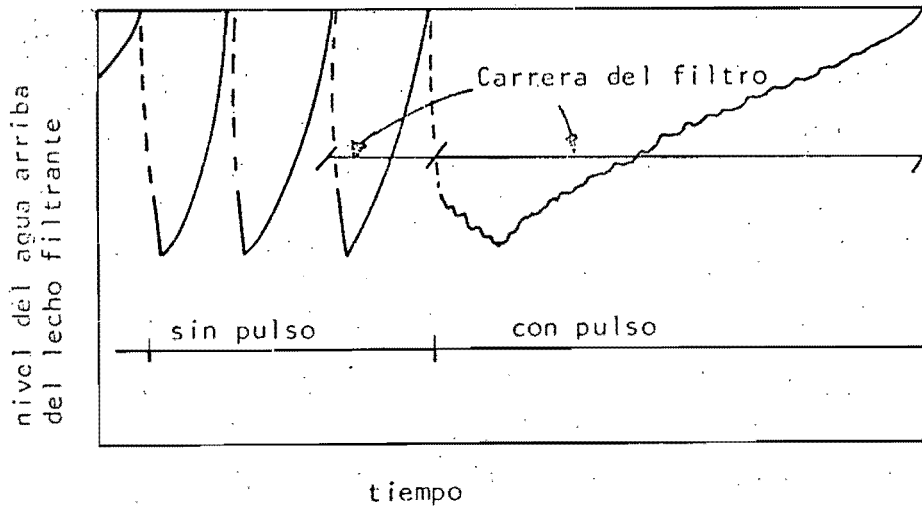


Fig. IV.1. Efecto de la acción del pulso en el crecimiento de la pérdida de carga y la carrera del filtro, (ref 13).

TABLA IV.1. CARACTERISTICAS DEL EFLUENTE PRIMARIO DE LA PLANTA DE AGUAS RESIDUALES EN DAVIS, CALIF.

<u>Características</u>	<u>Rango</u>	<u>Valor Típico</u>	<u>Desviación Estándar</u>
Sólidos suspendidos, mg/l	42-212	100	38
DBO ₅ total, mg/l	55-191	131	32
DBO ₅ Filtrada, mg/l	18-59	42	12
Turbiedad, U.J.	27-62	47	9

mm con cargas hidráulicas de 115, 238 y 460 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{día}$; la segunda serie se realizó para determinar la variación en la eficiencia durante un prolongado período, seleccionándose un tamaño de arena de 0.45 mm y una carga de 115 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{día}$.

Los filtros piloto fueron de flujo por gravedad de 0.4 m^2 con un lecho de arena de una profundidad de 0.25 m en los tamaños efectivos anteriormente mencionados con coeficientes de uniformidad ≤ 1.5 , la máxima pérdida de carga disponible en el filtro fue de 1.4 m; el ciclo de retrolavado fue de 4 minutos a una velocidad de 806 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{día}$, usándose en todas las pruebas de filtración aire y agua.

Para limpiar de grasa y lodo los lechos filtrantes se utilizó un ciclo de limpieza química a base de 70 ml de un detergente comercial y una solución blanqueadora que contenía 2 l de hipoclorito de sodio al 5% en 110 l de agua, la anterior solución remojaba al lecho de arena durante 30 minutos y durante ese período el lecho se agitaba con un chorro de retrolavado durante 10 segundos cada 6 minutos, al final del período de 30 minutos el filtro se retrolavaba.

Todos los ciclos operacionales del filtro de lecho pulsante; aire-mezcla y de retrolavado se controlaban automáticamente por sensores de nivel y microprocesadores.

Los resultados experimentales de los dos programas de pruebas se discuten separadamente.

Efecto de las variables de proceso en la eficiencia de la filtración.

Remoción de sólidos suspendidos: la remoción de sólidos suspendidos (SS), como una función de la carga hidráulica y del tamaño de grano se presenta en la tabla IV.2 y se muestra gráficamente en las figuras IV.2 y IV.3 respectivamente. La remoción de SS disminuye con las más altas cargas hidráulicas y los mayores tamaños de arena. Para arenas de 0.45 y 0.65 mm había una considerable caída en la eficiencia de remoción de sólidos, conforme se incrementaba la velocidad de filtración, entre 288 y 460 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{día}$; en todos los casos, si el tamaño de arena se incrementaba, la remoción de sólidos disminuía más rápidamente con las mayores cargas hidráulicas.

En cada conjunto de datos de un tamaño de medio específico, un incremento en los sólidos del influente ocasionaba un incremento en los sólidos del efluente, carreras de filtración más cortas y un incremento en los cocientes de agua de retro lavado a filtrada.

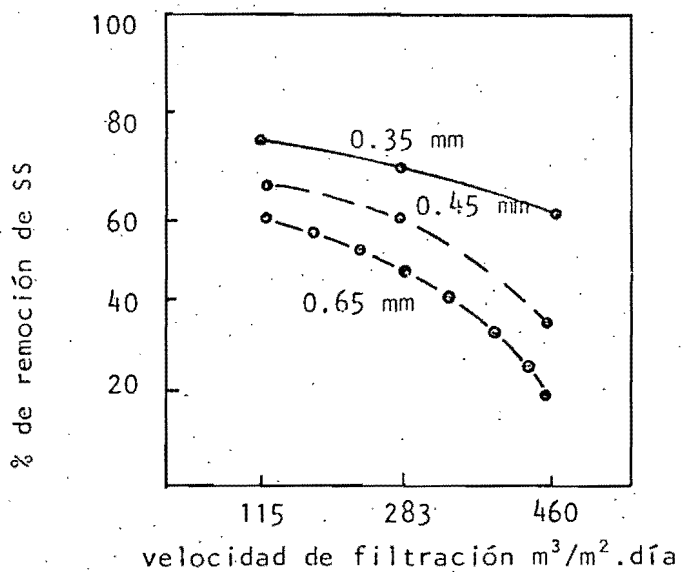


Fig. IV.2 Remoción de S.S. contra velocidad de filtración.

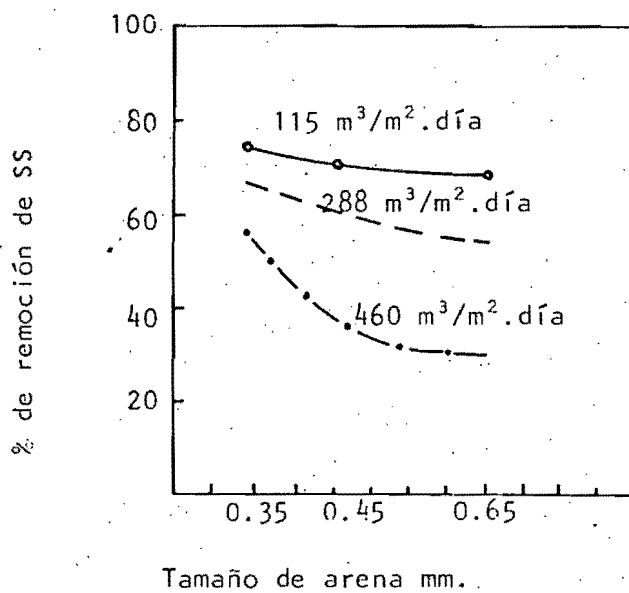


Fig. IV.3 Remoción de S.S. contra tamaño de arena, (ref 13).

TABLA IV.2. RESUMEN DE RESULTADOS DE LA FILTRACION DE UN EFLUENTE PRIMARIO

Tamaño de arena (mm)	Carga Hidráulica $m^3/m^2/día$	Sol. Suspendidos		DBO ₅ total		Turbiedad (U.J.)	
		I	E	I	E	I	E
0.35	115	82.0	20.8	131.5	49.0	46	23
	280	91.7	28.1	155.3	67.2	44	26
	460	106.8	45.4	195.0	116.4	48	31
0.45	115	76.1	24.8	110.3	53.6	46	25
	288	84.9	33.3	148.5	73.0	44	28
	460	76.8	50.1	154.3	108.4	50	39
0.65	115	70.0	26.3	89.1	56.0	46	29
	289	78.1	39.7	141.7	86.4	45	32
	460	63.4	48.8	136.2	96.5	51	45

Remoción de DBO₅: En general la remoción de DBO₅ se afectó por el tamaño de arena y la velocidad de filtración de una manera similar a la observada en la remoción de los sólidos-suspendidos. Tabla IV.2.

Carreras de filtración y cociente retrolavado a filtrado: - esta información, para un tamaño específico de arena y una carga hidráulica dada, se presenta en la Tabla IV.3. Las carreras de filtración generalmente se incrementan con los mayores tamaños de arena y menores cargas, aún así las 8 horas

de carrera o menos, son cortas en comparación con los estándares de filtración convencional.

Los cocientes retrolavado/filtrado se grafican contra las cargas hidráulicas en la figura IV.4. Usando arena de 0.65- y 0.45 mm, tales cocientes permanecen casi constantes con los incrementos en las cargas, por ejemplo, de un 8 a un 9% con arena de 0.65 mm y de 9 a 14% para la de 0.45 mm. La filtración con arena de 0.35 mm produjo altos cocientes a altas cargas hidráulicas; de 25% a 288 m³/m²/día y de 34% a 460 m³/m²/día.

TABLA IV.3. CARRERAS DE FILTRACION PROMEDIO Y COCIENTES RETROLAVADO/FILTRADO PARA LAS CORRIDAS EXPERIMENTALES

	Velocidad de filtración, m ³ /m ² /día								
	115			280			460		
Tamaño de arena, mm	0.35	0.45	0.65	0.35	0.45	0.65	0.35	0.45	0.65
Carrera de filtración, h.	3.0	4.8	5.5	0.86	1.50	2.11	0.42	1.18	1.7
Cociente $\frac{\text{retrolavado}}{\text{filtrado}}$	0.17	0.10	0.09	0.25	0.14	0.09	0.34	0.14	0.08

Eficiencia de tratamiento en un período prolongado.

Los valores alto, bajo, promedio y las desviaciones están---

dard para los sólidos suspendidos, DBO_5 total y turbiedad durante un período de seis meses, se muestran en la Tabla IV.4. En términos generales estos valores son esencialmente los mismos que los obtenidos en la primera serie de experimentos (ver Tabla IV.2).

TABLA IV.4. CONTINUACION DE LOS DATOS DE OPERACION DE LA FILTRACION DE EFLUENTES PRIMARIOS

Valor	SS mg/l		DBO_5 total (mg/l)		Turbiedad (U.J.)	
	I	E	I	E	I	E
Alto	211.8	100.9	190.7	109.5	62	50
Bajo	42.5	17.6	55.0	23.8	27	13
Promedio	99.6	33.5	131.0	68.5	47	24
Desv. Estándar	37.7	14.0	32.0	20.5	9	6

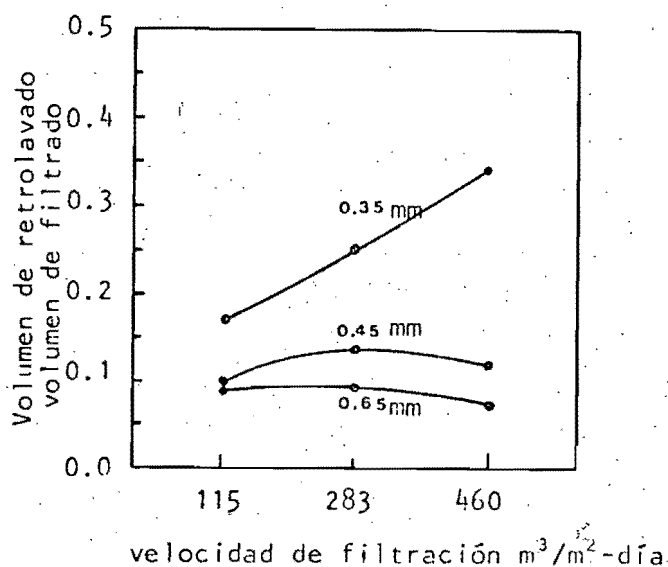


Fig. IV.4. Cociente de volumen de retrolavado a volumen de filtrado contra cargas hidráulicas.

Efectos combinados del tamaño del medio y de la carga hidráulica en la eficiencia de la filtración.

Tales efectos se midieron en términos de los sólidos suspendidos, como se muestra en la figura IV.5. Las curvas de isoporcentaje de remoción de sólidos suspendidos, se desarrollan de los datos obtenidos de una matriz operacional de tres por tres, cada uno de los nueve puntos de la matriz representa el promedio semanal de sólidos suspendidos a un tamaño particular de arena y de carga hidráulica (ver tabla IV.2).

Se puede notar el efecto de las principales variables observando la forma de las líneas de isoporcentaje de remoción. Por ejemplo, si las líneas son horizontales, la velocidad de filtración no afecta en la eficiencia; si éstas son verticales, es el tamaño de la arena el que no afecta. Arriba de un tamaño de arena de 0.45 mm, se observa que la remoción de sólidos es dependiente principalmente de la velocidad de filtración e independiente del tamaño de arena. Abajo de un tamaño de 0.45 mm, la pendiente de la curva del porcentaje de remoción cambia significativamente, tendiendo a hacerse horizontal, lo anterior indica que con arenas de menos de 0.45 mm, la remoción de SS es principalmente una función del tamaño de arena, e independiente de la velocidad de filtración.

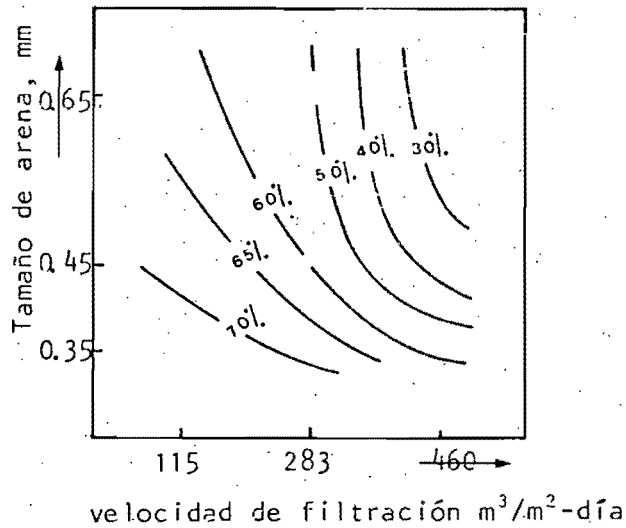


Figura IV.5. Curvas de isoporcentaje de remoción de sólidos-suspendidos para efluente primario como una -- función del tamaño de grano y la velocidad de-filtración. (ref 13).

Observaciones finales

A continuación destacaremos las principales observaciones de los estudios diseñados para evaluar la factibilidad de usar los filtros de lecho pulsante para la filtración de efluentes primarios.

La filtración de efluentes primarios con filtros de lecho pulsante es técnicamente factible, se remueven cantidades significativas de SS y DBO_5 del influente primario; las típicas eficiencias de remoción de sólidos van del 23 al 75%, para tamaños de arena que varían de 0.35 a 0.65 mm y cargas hidráulicas de 115 a 460 $m^3/m^2/día$.

La eficiencia de remoción de SS para la filtración de efluentes primarios es una función del tamaño del medio del filtro y de la velocidad de filtración, arriba de un tamaño de arena de 0.45 mm; la eficiencia del filtro fue principalmente una función de la velocidad de filtración, por lo que un mecanismo de remoción distinto al de cribado mecánico es más importante, dado que la eficiencia de remoción es esencialmente independiente del tamaño de arena. Abajo de un tamaño de arena de 0.45 mm el principal factor de influencia en la eficiencia, fue el tamaño del medio del filtro, así que el principal mecanismo de filtración fue el cribado.

El ciclo de limpieza química es esencial para lograr un buen éxito en la filtración de efluentes primarios durante un período prolongado, la limpieza periódica del filtro con un detergente suave y una solución blanqueadora previene la acumulación de grasa y sólidos biológicos.

Puesto que los sólidos del agua de retrolavado flocculan y sedimentan rápidamente se puede eliminar la recirculación de agua de retrolavado al clarificador primario. Para lograrlo, se hace uso de un pequeño tanque de sedimentación para separar los sólidos del agua de retrola-

vado sedimentada puede mezclarse con el agua primaria filtrada.

La disponibilidad de efluentes primarios filtrados abre nuevas posibilidades para el tratamiento de aguas residuales; entre los beneficios que se pueden lograr con la filtración de efluentes primarios están las mejores eficiencias, las reducciones en energía, y costos de operación de los procesos existentes.

IV.2 Filtración de Efluentes Secundarios

Los típicos diagramas de flujo, que usan a la filtración como parte de un tratamiento avanzado, se resumen en la figura IV.2.1. En cada caso la filtración se usa para la remoción de materia suspendida residual, como parte de un proceso final de tratamiento o como un proceso intermedio en otro posterior. (ejemplo, se usa antes de las columnas de clinoptilolita para el intercambio de amoníaco).

En el caso de tratamiento (1); la filtración se puede aplicar como tratamiento avanzado para remover flóculos biológicos de algunos de los tratamientos secundarios.

En el proceso (2) se suelen remover los precipitados resul--

tes del tratamiento de fosfatos con sales de aluminio, o hierro o cal, de efluentes secundarios.

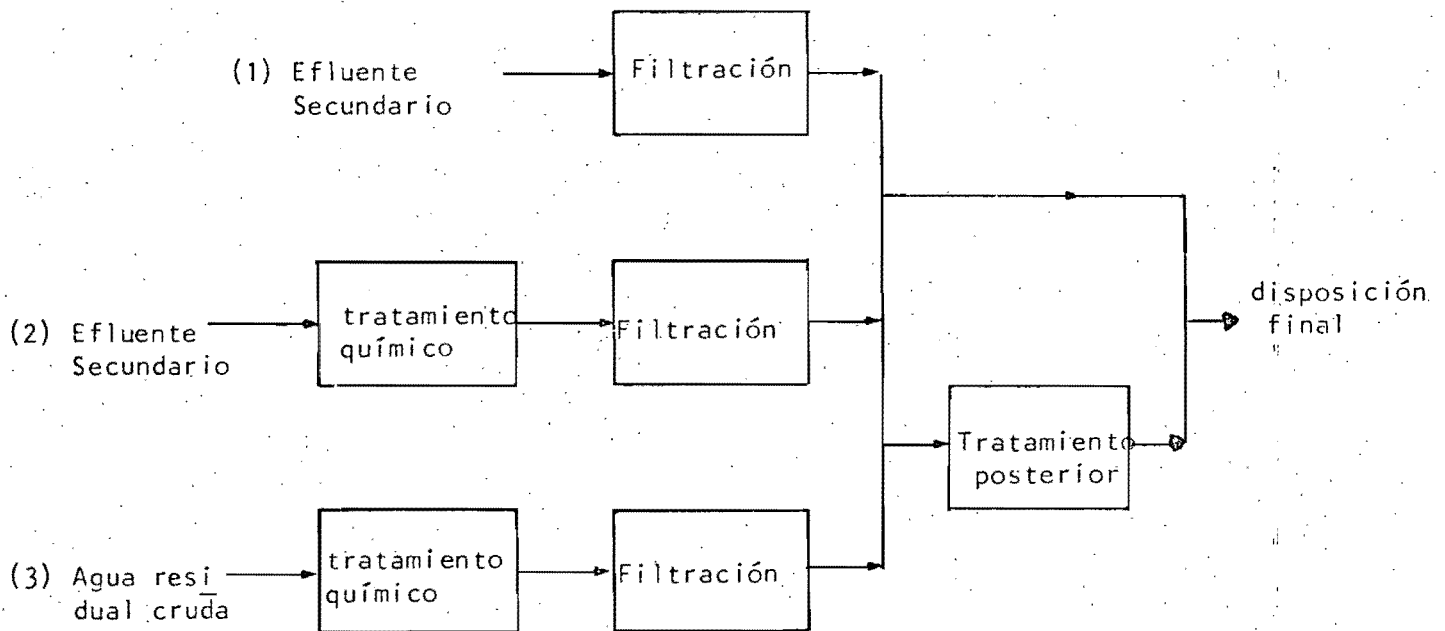


Figura IV.2.1 Diagrama de flujo de posibles tratamientos de agua residual

Por último, en (3) se remueven los sólidos remanentes de una coagulación química de un proceso de tratamiento físico-químico, antes del paso a algún proceso de adsorción o de intercambio iónico (ref 16).

IV.2.1 Lechos filtrantes de un medio simple

Uno de los trabajos con filtros de esta configuración (fig. - III.1.a) es el de Tchobanoglous et al (réfs 17, 28). Ellos- trabajaron con efluentes sedimentados secundarios de una --- planta de lodos activados, estudiando el efecto de la veloci- dad de filtración y el tamaño de grano en la eficiencia de - la filtración.

El efecto de la velocidad de filtración en la eficiencia de- remoción se estudió regulando todas las variables del proce- so, excepto la velocidad de filtración, la arena usada en es- tos experimentos fue uniforme y los tamaños de grano reporta- dos (clasificado entre dos mallas) se dan en términos del -- diámetro equivalente, usando la cuenta de Hazen y el méto- do del peso (ref 17). Los típicos resultados de esta serie- de experimentos se muestran en la figura IV.2.3. Bajo un ta- maño de arena determinado y por variaciones en la velocidad- de filtración, se tiene un efecto mínimo en las característi- cas de remoción de los sólidos suspendidos; observándose lo- anterior en cada uno de los tamaños de arena estudiados.

El efecto del tamaño de arena en la eficiencia de remoción, - bajo una de las velocidades de flujo estudiadas, se muestra- en la figura IV.2.4. Una rápida comparación de éstas curvas con las de la fig. IV.2.3, nos muestra que los tamaños de --

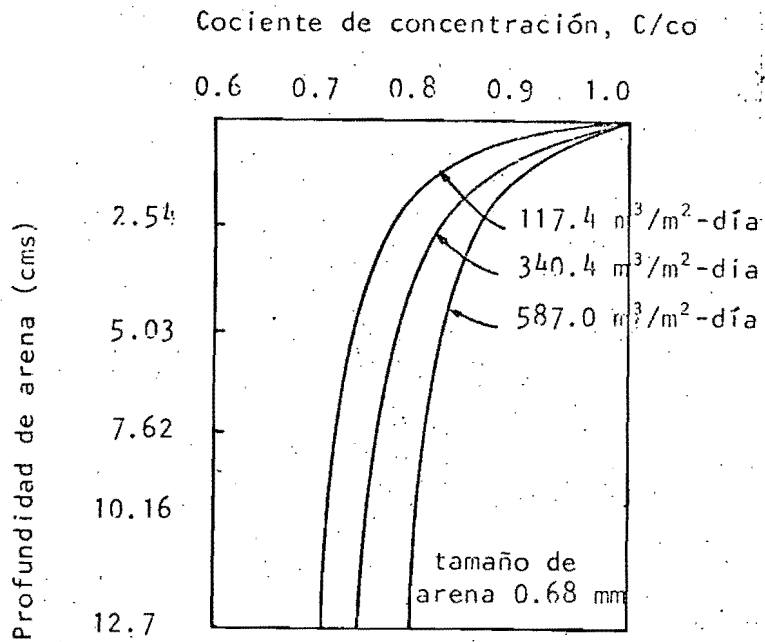


Figura IV.2.3 Efecto de la velocidad de filtración en la eficiencia de remoción, (ref 17).

arena tienen un efecto más pronunciado en la eficiencia que la velocidad de filtración. De hecho, tal observación se notó en cada una de las otras velocidades de filtración (ref 17).

Los efectos combinados del tamaño de arena y la velocidad de filtración en la eficiencia, se muestran en la figura IV.2.5. Las líneas del cociente de concentración (C/C_0) se basan en la concentración de sólidos suspendidos del efluente del filtro, a las del influente. El efecto de cada variable se nota observando la pendiente de las líneas de concentración --

normalizada. Por ejemplo, si las líneas fuesen verticales, la velocidad de filtración no afectaría a la eficiencia. -- Por último, se puede observar en la misma fig. IV.2.5 que la eficiencia de remoción, para una velocidad de filtración de $340 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$, varía de 15% para un tamaño de arena de 1 mm, a 40% para un tamaño de 0.5 mm.

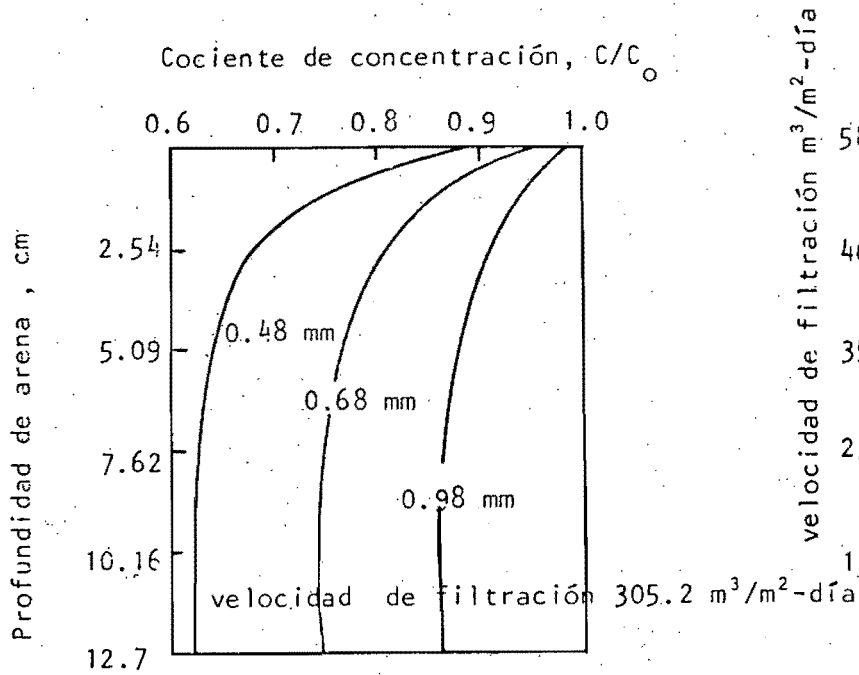


Fig. IV.2.4 Efecto del tamaño de arena en la eficiencia de remoción

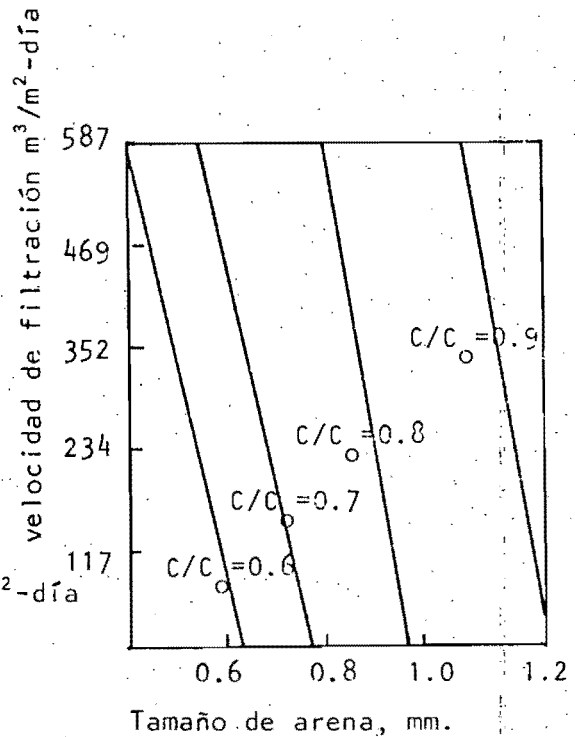


Fig. IV.2.5 Efecto de la velocidad de filtración y del tamaño de arena en la eficiencia de remoción

Desarrollo de pérdida de carga con el tiempo: los datos en el desarrollo de la pérdida de carga con el tiempo, para filtros de un medio simple, se presentan en la figura IV.2.6. - La observación más significativa de estas es que para cada tamaño de arena las relaciones entre la pérdida de carga y el tiempo se representan por una curva, la intercepción en la ordenada representa la pérdida de carga para agua limpia a una velocidad de filtración establecida.

Basados en los datos de los tamaños mayores, es claro que el material removido inicialmente tiende a acumularse en los espacios vacíos. Cuando estos se llenan, los canales de flujo empiezan a restringirse, desarrollándose rápidamente la pérdida de carga.

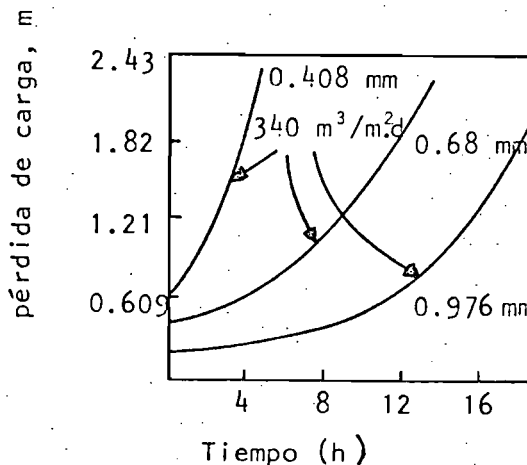


Figura IV.2.6. Desarrollo de pérdidas de carga con el tiempo. (ref 18).

IV.2.2 Lechos filtrantes de medios dobles

Estos filtros también buscan reducir el taponamiento superficial intentando que la filtración se lleve a cabo en todo el lecho, prolongándose en consecuencia la carrera de filtración. Sin embargo, se deben de tomar medidas adecuadas para evitar el que no se utilicen las capas inferiores de tales filtros (ref 18). Como se muestra en la figura IV.2.7, cuando las capas de antracita son de un tamaño mayor de 33 cm la eficacia de la arena (medio inferior) es despreciable, situación que se presenta incluso con el uso de polímeros catiónicos que ayudan a la filtración. Los resultados reportados indican, que se deben usar grandes tamaños de grano de antracita y profundidades de menos de 33 cms de tal medio.

Un filtro ideal debe permitir que el agua residual pase a través del medio en forma tal que se encuentre progresivamente con poros abiertos más pequeños. Los filtros duales y triples ayudan a lograr este objetivo incrementando el tamaño de las capas superiores y por tanto reduciendo el taponamiento superficial, logrando a la vez que se utilice la mayoría de la capacidad de almacenamiento del filtro.

Las grandes pastículas de antracita se diseñan para retener los sólidos más grandes, mientras que la arena actúa como un filtro de pulido. Sin embargo existe una dificultad, ya que

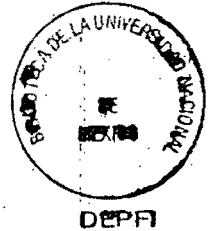
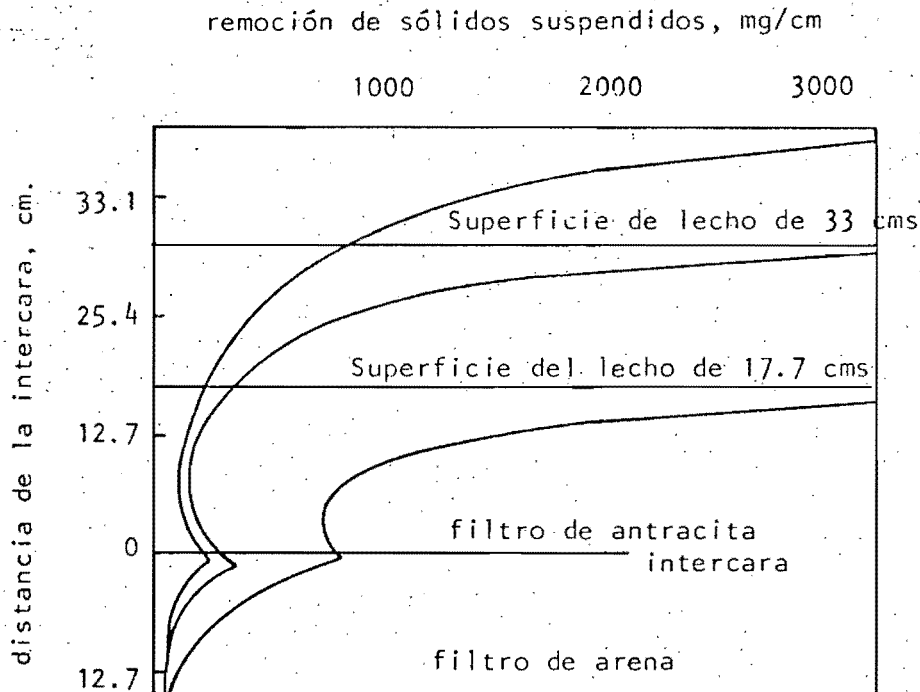


Figura IV.2.7. Remoción de sólidos suspendidos por cm de -- profundidad del filtro: antracita, T.E., -- 0.8; C.U. = 1.75; arena T.E. = 0.5 mm, C.U. = 1.4; velocidad de filtración 302 m³/m²/día. (ref 18).

si las partículas de carbón son mucho más grandes que las de arena, se produce un fuerte intermezclado cuando se fluidiza el lecho. Camp (ref 28) encontró que para un lecho de antracita con densidad de 1.65 a 1.75 g/cm³, si el cociente de tamaño 90% de la antracita al tamaño 10% de la arena es aproximadamente 3, existirá muy poco mezclado en la interface. Las relaciones de más de 4 o menos de 2.5 a 2 provocarán respectivamente una fuerte mezcla y una interface muy definida, lo que hace perder los beneficios de la filtración gruesa a-

fina.

Cleasby y Woods (ref 29) han relacionado el intermezclado de la antracita y la arena en lechos duales con las diferencias en densidad global. Por lo tanto, está limitada la combinación de tamaños que pueden usarse en filtros de medios duales y triples.

Bauman y Huang (ref 19) desarrollaron una gráfica similar a la de la figura III.4, para el caso particular de un filtro de medio doble de antracita y arena, figura IV.2.8. Se observa que para una agua residual determinada, la carrera depende de la velocidad de flujo que se use, por lo tanto, la carrera del filtro es el resultado de una interacción de dos variables: la velocidad de filtración y la concentración de SS en el influente, como ejemplo, se ve que si la velocidad de filtración es de $235 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-día}$ y la concentración de SS en el influente es de 40 mg/l ; la carrera de filtración para 3.05 m de agua será de 12.5 horas, según la misma fig. IV.2.8.. Se observa que hay varias alternativas de velocidad de filtración para alcanzar un valor determinado de pérdida de carga (en este caso 3.05 m), bajo un rango fijo de concentración de sólidos en el influente. Para una concentración de SS de 40 mg/l y velocidades de filtración de $117, 235$ y $352 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-día}$, las carreras de filtración respectivas son: $20, 12.5$ y 8.5 horas. Con base en las anteriores observacio

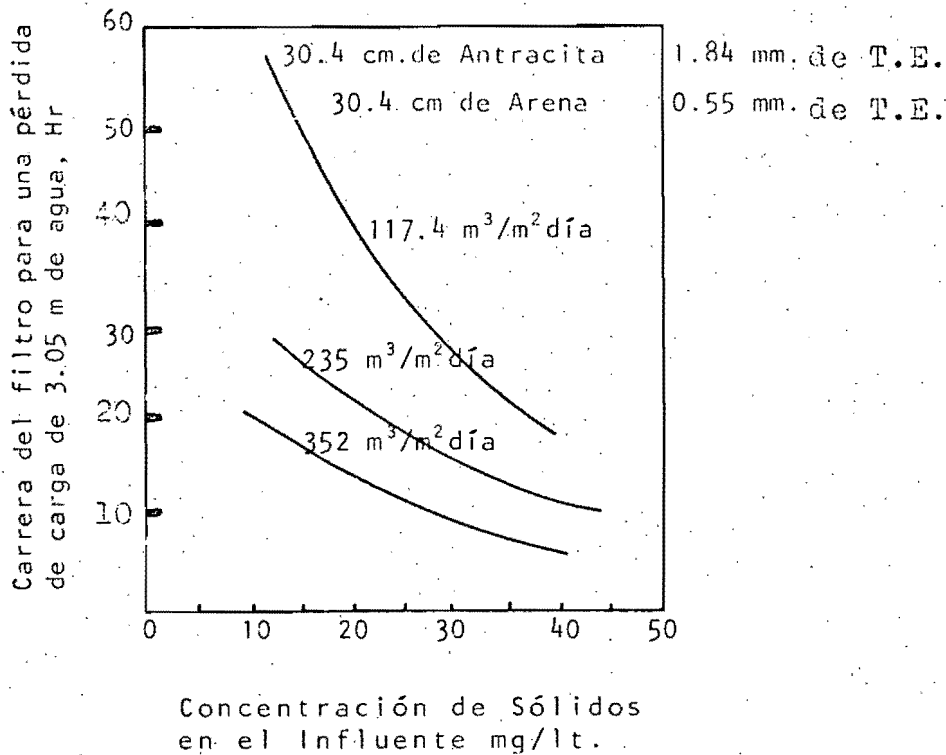


Fig. IV.2.8. Carrera del filtro como una función de la concentración de sólidos suspendidos en el influente, a varias velocidades de flujo, (ref 19).

nes vemos que se pueden adoptar distintos diseños, ya sea que se escogan altas velocidades de filtración con cortas carreras o lo contrario.

No obstante el análisis de estos trabajos, se hace la recomendación, de que es importante una operación en planta piloto, antes del diseño de una planta de filtración terciaria; el plan piloto se debe diseñar para:

- Determinar el tamaño adecuado y la profundidad, tanto de la antracita como de la arena, para el tipo particular de agua residual.
- Determinar la velocidad de retrolavado para la combinación de tamaños de medio y profundidades escogidas, que den la eficiencia de retrolavado deseada.
- Desarrollar las curvas que relacionen la producción de agua global a las velocidades de filtración, bajo distintas carreras de filtro (figura III.2).
- Desarrollar las curvas que relacionen las carreras de filtro, con las velocidades de filtración, a distintas condiciones de SS en el influente (figura IV.2.8).

IV.2.3 Lechos de filtración múltiples

En años recientes ha habido un incremento en las referencias para el uso de filtros múltiples (refs 18, 21 y 27). El término múltiple normalmente se usa para indicar a los filtros de medios triples, siendo los más usuales los que están compuestos de: a) antracita, arena y granate; b) carbón activado, antracita y arena; c) trozos de resina, antracita y arena; y d) carbón activado, arena y granate.

En lo que respecta a la evaluación piloto de tales filtros, el medio más usual para tal fin ha sido el que contiene antracita, arena y granate. En general se puede decir (ref 18) que las mismas ventajas de los filtros duales, son aplicables a los filtros de medios triples; aunque ciertamente se tiene una menor experiencia en el manejo de estos últimos. En algunas aplicaciones se ha encontrado que el tercer medio no mejora substancialmente la calidad del filtrado (ref 21), por lo que el uso de medios triples es limitado.

IV.2.4 Filtración en dos etapas.

Los filtros de medios duales y múltiples ayudan a reducir los taponamientos superficiales debido a que los grandes tamaños de grano del medio superior y los más finos del fondo proporcionan un mayor almacenamiento de los sólidos del agua residual. Conforme el tamaño de la antracita se incrementa se obtiene una mayor capacidad de almacenamiento y mayores carreras de filtrado. Sin embargo, hay un límite para los tamaños de la antracita que se usa sobre arena, si el diámetro promedio de las partículas de antracita mayores que el percentil 10, es de más de 3 veces el tamaño efectivo de la arena, puede ocurrir un severo intermezclado de las capas de los medios. Por otro lado, dados los tamaños comerciales de antracita, el tamaño efectivo de la misma sólo puede ser

aproximadamente dos veces el tamaño efectivo de la arena, lo cual no permite una buena mejora en la magnitud de la carrera del filtro.

Una forma de eliminar la limitante de combinaciones de tamaño de grano es colocar la antracita y la arena en diferentes cajas filtrantes. Por lo tanto, la primera etapa serviría como un filtro grueso para remover los SS de gran diámetro y la operación es a mayores velocidades de flujo que la de filtración convencional. La unidad de la segunda etapa se diseñaría para proporcionar al efluente una mayor calidad.

Los objetivos principales de los estudios realizados han sido determinar si los filtros en dos etapas son más eficientes que los filtros de medios dobles convencionales, tanto en remoción de SS, magnitud de carreras de filtración, eliminación de taponamiento superficial y distribución de la pérdida de carga a través de la profundidad del lecho.

La distribución bimodal de partículas hace más difícil la filtración de aguas residuales que la filtración de agua. En muchos casos sólo las partículas grandes son retenidas en el medio filtrante y las pequeñas pasan a través del filtro.

Tchobanoglous y Eliassen (ref 17) analizaron la distribución

de tamaño de partículas de un efluente sedimentado de una -- planta de lodos activados y encontraron que las partículas -- caían en dos rangos de tamaños distintos, las partículas pe-- queñas estaban en el rango de 1 a 5 μ (tamaño medio = 3.5 μ) y las grandes de 50 a 180 μ con un tamaño medio de 80-90 μ .

Como se mencionó anteriormente los problemas de las combina-- ciones de tamaño de grano podrían eliminarse mediante el uso de la filtración en dos etapas en donde se deberían de remo-- ver una gran parte de los SS más de la primera etapa, antes-- de alcanzar la unidad de medio más fino en la segunda. La -- primera etapa se podría operar a velocidades de flujo mayo-- res que la de un filtro convencional, ya que el objetivo de-- la misma no es dar una alta calidad de efluente, sino que in-- teresa lograr un buen almacenamiento de sólidos y producir -- grandes carreras de filtración. La velocidad de aumento en-- las pérdidas de carga para la primera etapa podría regularse mediante una selección apropiada del tamaño de medio y velo-- cidad de flujo, independientemente del tamaño y tipo del me-- dio que se use en la segunda.

La segunda etapa se suele diseñar para proveer una alta cali-- dad del efluente, por lo que esta unidad contiene un medio -- de partículas pequeñas, que se someten a menores velocidades de filtración que las de la primera etapa, con objeto de pre-- venir el escape de los sólidos. La configuración de la se--

gunda etapa puede variar desde un medio simple, a un medio -
doble y hasta un medio triple, todo depende de los objetivos
de tratamiento y de la preferencia del diseñador.

El medio de la primera etapa se selecciona para:

- a) Eliminar el taponamiento superficial de los filtros en la segunda etapa
- b) Estar constituido de un medio suficientemente grande y uniforme para lograr que la pérdida de carga se distribuya totalmente a través del lecho
- c) Permitir que pasen suficientes sólidos a la segunda para que se use la capacidad de filtración total del sistema.

En realidad existen pocos trabajos de filtración en dos etapas. En un caso se ha utilizado este sistema para el tratamiento de agua de proceso en plantas de producción de acero (ref 30). Sin embargo, no se han reportado datos de las eficiencias obtenidas en tales aplicaciones. Por otro lado --- Bisknev y Young (ref 20) han realizado una serie de estudios piloto desde 1973 hasta 1976, trabajando con el efluente de una planta de filtros rociadores. En sus estudios preliminar

res el filtro de la primera etapa consistía de 0.5 m de an--
tracita (1.9 mm de T.E.) y la segunda etapa estaba constitui--
da de un medio doble convencional.

Los filtros se operaron a una tasa de $100 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$, el re--
sultado más interesante fue que la magnitud de la carrera --
del sistema en dos etapas fue 2 a 3 veces más grande que el--
de un sistema de filtración de un medio doble, aunque la ope--
ración de tales sistemas no fue simultánea. Por lo que res--
pecta a la calidad de efluente ésta fue prácticamente la mis--
ma en ambos sistemas.

La segunda etapa experimental fue mejor organizada y más com--
pleta (ref 20) destacando como ventaja principal del sistema
en dos etapas la flexibilidad. Esto es, la separación de --
los medios en un sistema de dos filtros, lo que permite una--
mayor combinación de tamaños de medios que la que es posible
en filtros múltiples. La observación anterior permitiría --
usar los filtros de medios granulares en el tratamiento de --
efluentes con altas concentraciones de SS de gran tamaño, --
por ejemplo, de los efluentes de tratamiento de alta tasa y--
lagunas. Por otro lado, la operación de los filtros en dos--
etapas puede hacerse igual a o a mayor tasa de filtración --
que en los filtros convencionales de una etapa, por lo tan--
to, el área de filtración total no se incrementa, aunque son

necesarias válvulas y tuberías adicionales. En sistemas pequeños se podrían tener sólo dos filtros, pero se debe añadir uno extra para que se disponga de una adecuada capacidad de filtración durante el retrolavado de alguna unidad. La medida anterior no incrementaría el área total de filtración, sino que aumentaría el número de filtros y, en consecuencia, subiría el costo del sistema. Sin duda ésta es una de las principales razones del por qué la filtración en dos etapas no se ha extendido.

Los filtros en dos etapas son bien conocidos para sistemas cerrados a presión, lo que permite que en la primera etapa se trabaje con grandes carreras antes del retrolavado, a diferencia de los sistemas por gravedad.

Estos últimos no deben dejarse de considerar, sobre todo si se permite una adecuada capacidad de pérdidas de carga a la primera etapa, con objeto de maximizar el uso de la misma en la segunda. Lo anterior significa que el filtro de la primera etapa debería tener un mayor espesor que los filtros convencionales de un solo paso por ejemplo, de un espesor de 0.5 m pasar a uno de 1.5 m, lo que permitiría que el filtro de la primera etapa se retrolave tres o cuatro veces antes que el segundo necesite limpieza.

Como observaciones finales de estos estudios de filtración - podemos mencionar:

- a) La filtración de efluentes secundarios en dos etapas, - da efluentes con concentraciones de SS equivalentes a - los filtros de medios dobles, trabajando a la misma ta- - sa de filtración (ver la figura IV.2.9 que muestra los- - típicos resultados de este estudio).
- b) Las carreras de filtración se pueden incrementar y ade- - más se pueden reducir los volúmenes de agua de lavado - retrolavando el filtro de la primera etapa más frecuen- - temente que el de la segunda.
- c) Es importante la selección adecuada del tamaño del me- - dio en la primera etapa. Si el medio de tal etapa es - pequeño, sólo pasaría a la segunda una pequeña fracción de la carga de sólidos. Por el contrario, si el primer medio es muy grande, pasaría una cantidad excesiva de - sólidos.
- d) Si se usa un medio simple en el filtro de la segunda -- etapa y éste se retrolava simultáneamente con aire y -- agua, se pueden eliminar muchos de los problemas asocia- - dos a los procedimientos convencionales de retrolavado- - de la práctica americana.

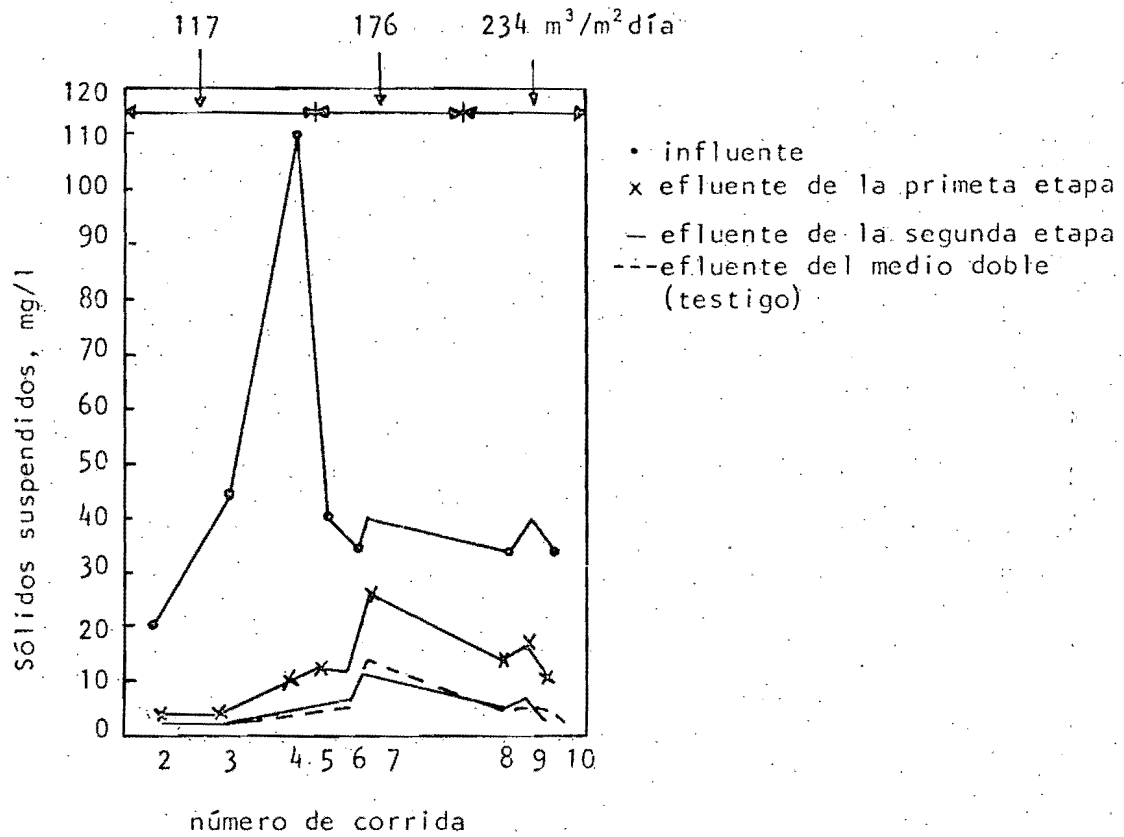


Figura IV.2.9. Concentración de SS para el influente y el efluente de un filtro en dos etapas y un filtro de control usando un medio dual (ref 20)

V. ESTUDIOS SEGUN LA PRACTICA EUROPEA

V.1 *Filtración de Aguas Residuales en Lechos no Estratificados*

Muchos de los problemas asociados con los tamaños de grano que se usan en filtros de lechos estratificados pueden reducirse o eliminarse usando un medio simple no estratificado. Esto es, los distintos tamaños de grano del medio permanecen totalmente mezclados en el lecho filtrante (fig V.1). Para evitar que el lecho se estratifique se aplica simultáneamente aire y agua durante el retrolavado. Tal técnica se ha usado ampliamente en Europa y recientemente se ha incorporado en la práctica americana (refs 21, 22, 23).

Los filtros de lechos no estratificados pueden usar medios de gran tamaño, ya que no se requieren velocidades de fluidi

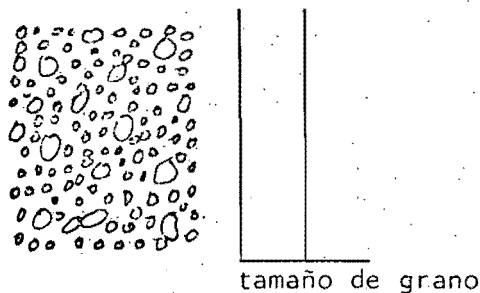


Fig. V.1. Sección transversal de lecho filtrante de medio simple no estratificado.

zación durante el lavado. Además, se pueden tener mayores espesores de filtración, lo que conduce a obtener grandes carreras de filtración.

La distribución homogénea de los tamaños de grano provee un tamaño promedio uniforme de poro a lo largo del lecho filtrante, lo que ayuda a mejorar la eficiencia de filtración debido a que no se reduce la oportunidad de captura de sólidos a lo largo de la profundidad, como normalmente sucede en filtros de lechos estratificados.

Dadas las ventajas potenciales de los filtros de un solo medio no estratificado se han realizado diversas investigaciones experimentales planteándose los siguientes objetivos, --

(refs 22, 23) 1) determinar la eficiencia de remoción de SS y las condiciones de retrolavado en la filtración de un efluente secundario; 2) determinar el efecto del tamaño y tipo de medio en la eficiencia y características del lavado y 3) comparar las eficiencias y condiciones de lavado con las obtenidas de filtros de medios dobles.

Eficiencia de filtros de lecho no estratificado de un medio simple.

La eficiencia de remoción de SS de los filtros de lecho no estratificado de un medio simple, al igual que la de otros tipos de filtros de medios granulares, es una función de los siguientes factores: tamaño del medio, profundidad del lecho, velocidad de filtración, concentración de SS en el influente, tipo de tratamiento preliminar usado y compuestos químicos añadidos antes de la filtración.

Un análisis de las figuras V.2 y V.3 nos muestra que el tipo de medio no parece ser un factor crítico, puesto que la antracita y la arena del mismo tamaño producen aproximadamente la misma calidad de efluente, siendo similar a la de un filtro doble.

Conforme el tamaño del medio se incrementa la calidad del --

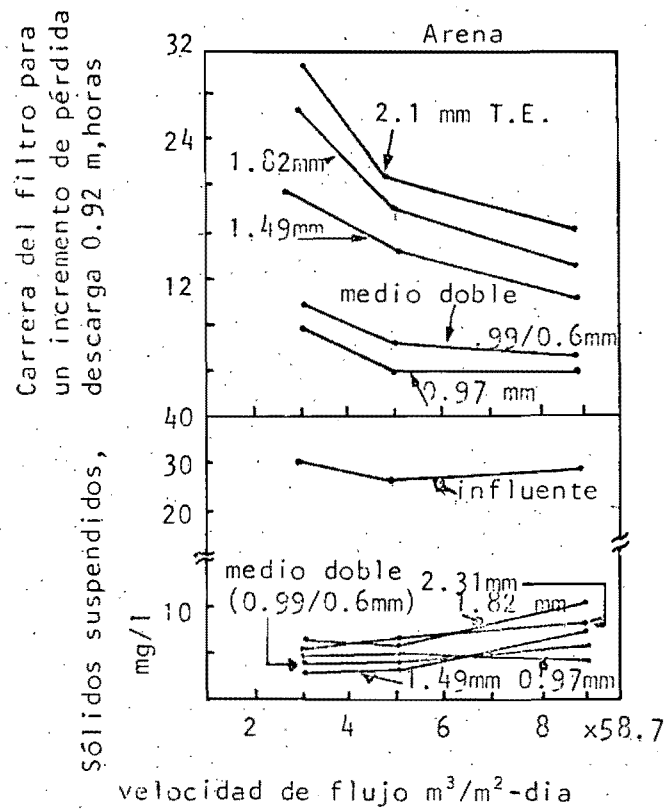


Fig. V.2 Carrera de filtración y eficiencia de remoción de S.S. para distintas velocidades de flujo; filtros de lecho no estratificado de arena

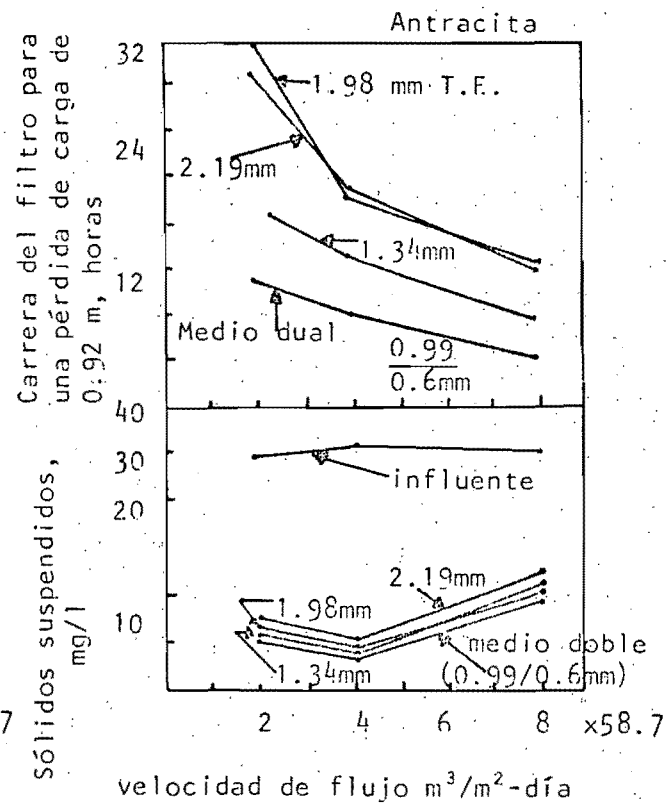


Fig. V.3 Carrera de filtración y eficiencia de remoción de S.S. para distintas velocidades de flujo; lecho no estratificado de antracita.

efluente disminuye ligeramente, aunque cuando se usa arena de 1.49 mm o antracita de 1.34 mm no hay diferencias apreciables, incluso con filtros de medios dobles siempre que la velocidad de filtración sea de 117 hasta 235 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{día}$. Para velocidades de 470 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{día}$ la eficiencia de remoción de SS disminuye ligeramente, sobre todo cuando se usan grandes tamaños de grano.

Los lechos de un medio simple, no estratificado, con un tamaño efectivo similar al del medio superior de un filtro doble producen aproximadamente la misma carrera que la del medio doble (fig V.2 y V.3), pero se incrementa para mayores tamaños efectivos de la arena (1.34 y 1.49 mm). Sin embargo, se logran aún mayores carreras para los diámetros mayores de arena y antracita.

Los filtros de lechos no estratificados producen una mejor eficiencia de captura de sólidos cuando se usan mayores tamaños de medio que los de antracita de un medio doble, figura V.4, con valores de 3.2 $\text{kg}/\text{m}^2/\text{m}$ hasta 6.4 $\text{kg}/\text{m}^2/\text{m}$ de pérdida de carga. Lo anterior indica que se puede obtener un incremento considerable en la carrera del filtro de lecho no estratificado.

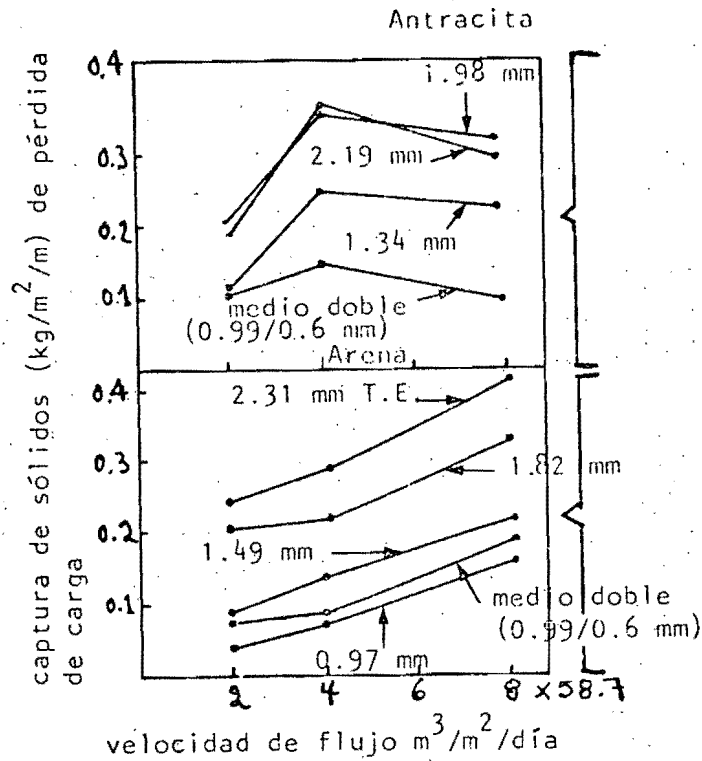


Fig V.4. Valores de captura de sólidos para filtros no estratificados comparado con filtros de medios dobles. (ref 23).

La eficiencia del filtro de lecho no estratificado, no cambia significativamente con profundidades de lecho de 0.46 m. a 1.37 m cuando se usa arena de 1.49 mm o carbón de 1.34 mm de T.E., siempre que la velocidad de filtración esté entre 5 y 10 m/h, figuras V.5 y V.6. Continuando con el análisis de las anteriores figuras se observa que a profundidades del lecho mayores de 0.91 m no se mejora mucho la calidad del efluente a bajas velocidades, (5 y 10 m/h), aunque resulta un poco mayor a una velocidad de 20 m/h. Las altas concentraciones de SS del efluente del filtro de antracita (fig V.6), comparado con el filtro de arena (fig V.5), son origi-

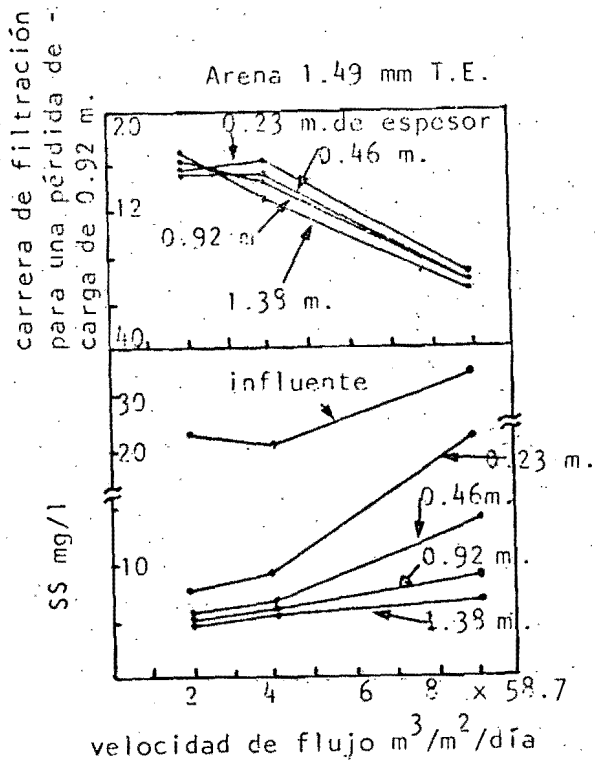


Fig. 7.5 Comparación de la remoción de SS y carreras de filtración a varios espesores del lecho es tratificado de arena, (ref 23).

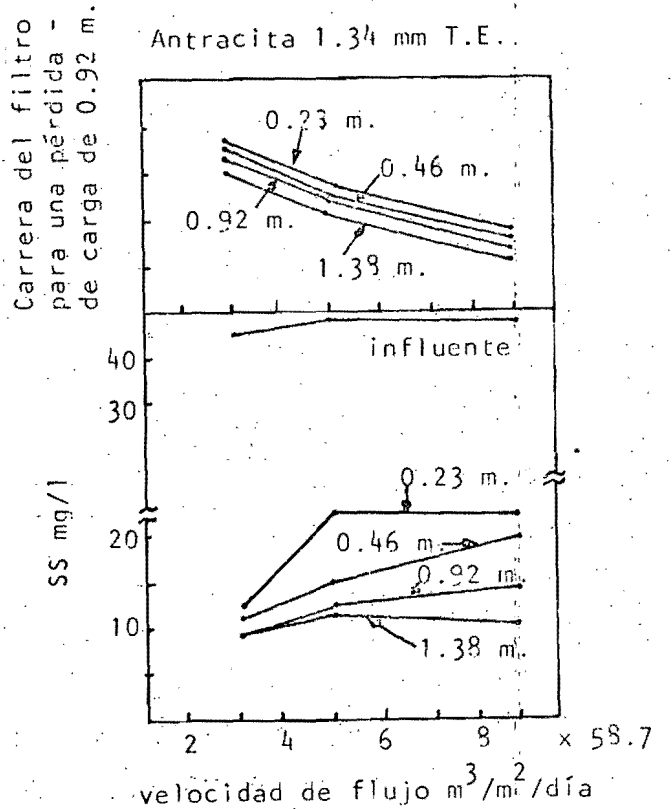


Fig. 7.6 Comparación de la remoción de SS y carreras de filtración a varios espesores de lecho no estratificado del antracita: (ref 23).

nadas por las altas concentraciones de SS en el influente.

Retrolavado de filtros de lecho no estratificado de un medio simple

Como se mencionó anteriormente, la operación de lavado con filtros de lecho estratificado presenta un gran número de problemas, que en el caso de filtros de lecho no estratificado prácticamente se eliminan. Los pasos de la operación son: 1) algunos minutos de lavado simultáneo de aire y agua (la duración y velocidad varían dependiendo de los efectos deseados del lavado y del tipo y tamaño del medio filtrante) 2) un corto período (2-3 min) de lavado con agua a una velocidad por abajo de la de fluidización, para ayudar a remover las burbújas de aire del lecho filtrante.

El procedimiento para iniciar el retrolavado puede variar, ya que puede aplicarse inicialmente aire, agua o ambos a la vez, aunque hay poca diferencia al escoger cualquier camino, en la eficiencia de lavado. Si se inicia con la aplicación de aire se presenta un rompimiento de la capa superficial superior, provocándose una distribución más uniforme del agua inicial. Independientemente del caso que se seleccione, la velocidad se debe incrementar lentamente un período de 10-30 segundos para evitar agitaciones de aire o agua, sobre todo-

si se usan capas de grava para soportar el medio.

Durante el lavado los granos del medio se deben mover en una forma circular con objeto de que a lo largo de todo el lecho ocurra una buena limpieza que genera la acción del bombeo -- del aire y agua de enjuague. Sin tal movimiento, se pueden generar zonas muertas en las que los sólidos no se remueven efectivamente, presentándose de esta forma taponamiento del lecho o canales de flujo en las áreas limpias del lecho.

Se puede mencionar que, para lograr una buena remoción de sólidos durante el lavado, cuando se usa agua y aire simultáneamente, se requieren unos $4 \text{ m}^3/\text{m}^2$ de área de filtración para velocidades de lavado que van de sólo 18.7 a 37.5 m/h de agua y 37 m/h a 110 m/h de aire respectivamente (refs 23, -- 31).

Una importante ventaja del uso combinado de aire y agua en el retrolavado de filtros de aguas residuales, es que el lecho se lava mucho más efectivamente que con un simple lavado con agua o una limpieza mecánica con aire y a continuación un lavado con agua. La evidencia de lo comentado anteriormente es la ausencia de la formación de bolas de barro cuando se usa el sistema de lavado aire-agua combinado, además, por los resultados de abrasión que miden la cantidad de SS que permanecen en el medio filtrante después del retrolavado

(refs 21, 23).

Una medida de un correcto procedimiento de lavado es analizar la remoción de los sólidos capturados durante el lavado, figura V.7, donde se observa que la mayoría de los sólidos se remueven en los primeros 3-5 minutos de lavado. En tales curvas de lavado, el volumen requerido de agua para lavar el 95% los sólidos fue de $4 \text{ m}^3/\text{m}^2$ a velocidades de 43 m/h, 25 m/h y 21 m/h, aunque estas velocidades y tiempos son suficientes para un lavado normal, se sugiere una capacidad de diseño de al menos $6.2 \text{ m}^3/\text{m}^2$ para el dimensionamiento del tanque de almacenamiento de retrolavado.

Una última característica del lavado combinado aire-agua es que la agitación violenta ocasiona que los granos del medio filtrante se distribuyan en el espacio entre la superficie del lecho y la canaleta de lavado. Puesto que los diseños convencionales de las canaletas no contemplan este problema, suele suceder una pérdida de medio durante el lavado, sin embargo, hay dos formas de prevenir esto. En un caso la pérdida de medio se puede reducir considerablemente, mediante el uso de un lecho de arena con tamaños de grano mayores de 1.5 mm y utilizando una velocidad de lavado de menos de 20 m/h de agua y 144 m/h de aire (ref 21), lo cual es muy común dentro de la práctica europea.

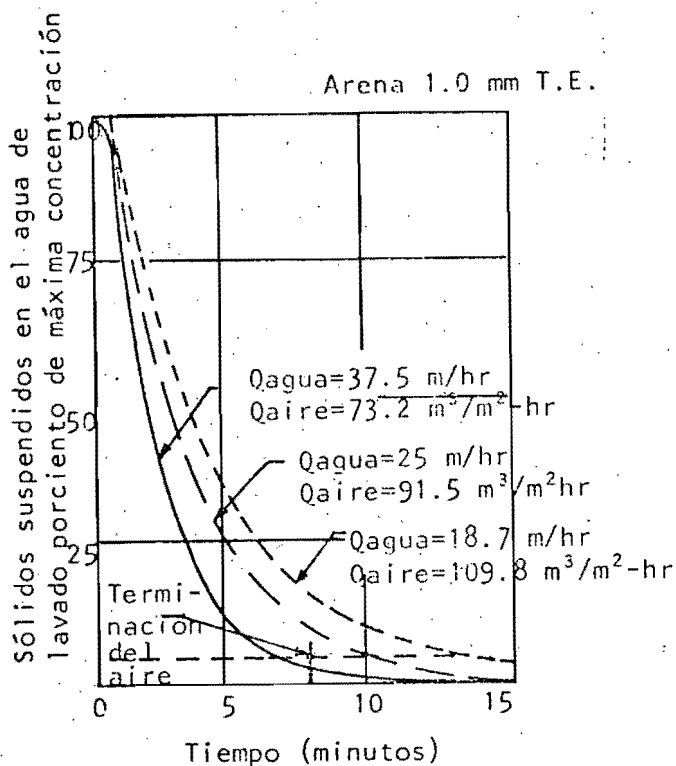
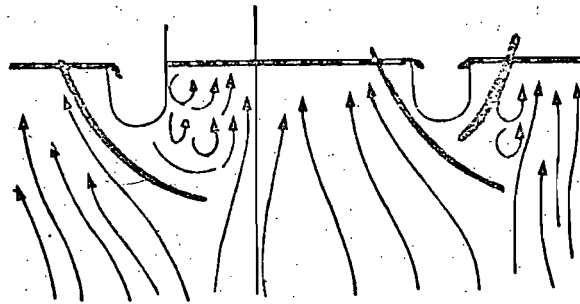


Fig. V.7. Curvas del lavado de SS para filtros de lecho no-estratificado de un medio simple, cuando se usa un lavado con aire y agua combinados, (ref 23).

La otra forma de reducir la pérdida de medio es colocar mamparas alrededor de la canaleta de lavado, en forma tal que el agua y el aire se separen, formándose una zona tranquila en los alrededores, figura V.8 (ref 32). Así pues, los granos del medio sedimentan dentro de la zona quieta, permaneciendo en el filtro.



a) Mampara sencilla b) Mampara doble

Fig. V.8. Patrones de flujo de aire alrededor de las mamparas de separación, diseñadas para prevenir la pérdida del medio, (ref 23).

VI. ANALISIS COMPARATIVO DE LA PRACTICA AMERICANA Y EUROPEA

Para la filtración de aguas residuales con medios granulares se cuenta con tres tipos principales de diseños de filtros - usados comunmente; medios simples, dobles y múltiples.

Los filtros de medios simples no se han usado extensamente dentro de la práctica americana, ya que es necesario retrolavar el filtro dentro de velocidades aceptables, lo que lleva a usar pequeños tamaños de grano de lecho. Lo anterior conduce a que durante el lavado se forme una capa superficial de grano fino que ocasiona una captura excesiva de sólidos, produciéndose en consecuencia una corta e indeseable carrera de filtración. En el caso de usarse tamaños de grano de mayor diámetro, por ejemplo 2 a 4 mm, se podrían lograr mayores carreras. Sin embargo, las altas velocidades de retrolavado necesarias para la fluidización de los granos de arena,

limitan su utilización (para arena de 2 mm la velocidad de lavado es $2688 \text{ m}^3/\text{m}^2$ - día (ref 25)).

En lo que respecta a la práctica europea, sucede que muchos de los problemas asociados con los tamaños de grano del medio simple no se presenta, ya que los granos del lecho están totalmente mezclados a través del filtro, en consecuencia, no se presenta una estratificación de los distintos tamaños de grano. La ausencia de estratificación se logra mantener, ya que durante la operación de lavado la velocidad de agua nunca rebasa la velocidad de fluidización del medio. La anterior medida no limita la eficiencia de lavado, ya que se usa aire y agua simultáneamente durante tal operación, por lo que al contrario, tal técnica ampliamente usada en Europa, presenta mejor eficiencia de lavado que la americana, puesto que los indeseables problemas causados por las acumulaciones de bolas de barro en estos últimos no ocurren en los sistemas europeos.

Como se ha descrito a lo largo del trabajo, los diseños de filtros más comunes en la práctica americana son los que usan los medios dobles y múltiples. En tales sistemas la configuración del lecho es del tipo estratificado de grueso a fino, con un sistema de retrolavado con agua y un lavado superficial que conduce a una pobre liberación de sólidos,

por lo que se suelen presentar la formación de las bolas de barro. Con los avances en los sistemas y técnicas de filtración, por ejemplo, el caso de los bajodrenes, se ha vuelto a reconsiderar el uso de la técnica de lavado europea por parte de la americana. La medida anterior tiene ciertas ventajas, como por ejemplo, se pueden lograr mayores carreras en el filtro, ya que se eliminan durante el lavado las bolas de barro; se obtiene un ahorro en el agua de lavado y una mejor economía, puesto que son suficientes bombas de menor potencia para el retrolavado. En cuanto a las desventajas de la adopción de la técnica de lavado europea, éstas más bien son de tipo económico y de aceptación de la tecnología, este último aspecto es netamente subjetivo, pero el económico es muy importante, ya que ajustar una planta existente, con nueva tecnología, implica un gasto extra que, comparado con los beneficios de traer agua residual de mejor calidad, quizás resulte poco atractivo como para una adopción masiva. Este último aspecto se agudizará sobre todo en los países en desarrollo, en donde las prioridades económicas son otras. Sin embargo, para tomar una decisión final acertada, es necesario realizar un estudio detallado de la situación técnica y económica, sobre todo cuando se trata de proyectos de nuevas plantas.

La adopción del sistema de lavado europeo en América ha motivado a realizar un mayor número de estudios de los efectos -

del aire en la filtración. Actualmente se ha encontrado que, con la aplicación de aire en pulsos periódicos, se puede lograr con buen éxito la filtración de efluentes primarios. Estas investigaciones recientes van a poder incrementar la capacidad o mejorar la eficiencia de las plantas primarias existentes. Hasta estos momentos no se han reportado estudios de la utilización de la técnica anterior en la filtración de efluentes secundarios, pero sin duda, en un futuro cercano se implementará dicho sistema.

Por otro lado, dado que la técnica de lavado europea no requiere de la estratificación del lecho, se pueden usar grandes tamaños del medio, así como mayores espesores de lecho no estratificado, lo que facilita que la filtración ocurra por penetración y retención del flóculo en todo el espesor del medio. Lo anterior trae como consecuencia que en estos filtros se logren mayores carreras y además, dada la uniforme distribución de tamaños de grano en todo el espesor se obtiene una mejor eficiencia del filtro, ya que la oportunidad de captura de sólidos no se reduce con el espesor, como puede ocurrir en el típico filtro estratificado americano. Sin embargo, la actual tendencia en los Estados Unidos es hacia el aprovechamiento del uso de tamaños de medios gruesos a tasas elevadas, tal como lo establece la sección de diseño de plantas de filtración para el tratamiento de agua de la

En lo que respecta a la retención de sólidos por unidad de pérdida de carga, se ha encontrado que en los sistemas no es tratificados se tiene una mayor captura de sólidos que en los diseños americanos. Cuando se usa un mayor tamaño en el lecho no estratificado (2-3 mm) que en el medio superior de un filtro dual (1 mm) americano, se obtiene un valor tres veces mayor de captura de sólidos ($3.2 - 6.4 \text{ kg/m}^2/\text{m de } H_f$) en el primero que en segundo sistema (figura V.4). Sin embargo, se deben manejar con cuidado estas últimas cifras, ya que el sistema no estratificado no necesariamente asegura una calidad similar a la obtenida con medios dobles o múltiples, sobre todo cuando la comparación es con base a tamaños de grano distinto.

Para finalizar este breve análisis comparativo a continuación se resumen las principales diferencias de los típicos filtros europeos(*), de los americanos:

... Los filtros europeos son generalmente de un medio simple no estratificado (principalmente arena).

... Los medios filtrantes europeos son de mayor tamaño efec

(*) En este trabajo se entiende por típico filtro europeo a los filtros de lecho no estratificado, aunque otros filtros europeos son comunes pero, dada la poca información sobre ellos, no se tratan aquí.

tivo.

... Las profundidades de los lechos suelen ser mayores (de un metro hasta 1.8 m).

... El mecanismo principal de lavado es con aire y agua.

En forma similar, a continuación se presentan las ventajas de las dos prácticas de filtración para aguas residuales:

Ventajas de los filtros dobles y múltiples (americanos):

- . Dado que se manejan moderados espesores de lechos, no se incurre en altos costos estructurales.
- . Se pueden manejar altas velocidades de filtración.
- . A pesar de existir dificultades en los sistemas de lavado, la técnica de retrolavado con agua y de lavado superficial está muy optimizada y es accesible, por lo que con un mantenimiento periódico de limpieza especial al filtro no sería necesario optar por la técnica europea (salvo un estudio técnico-económico en detalle que indique lo contrario).

Ventajas de los filtros de lecho no estratificado (europeo):

- . La simplicidad, puesto que se usa un único medio.
- . Buena disponibilidad de conseguir los medios.
- . Los medios gruesos que se usan, permiten lograr grandes ciclos de filtración.
- . Se tiene un ahorro en el agua de lavado, ya que el mecanismo principal de limpieza es aire.
- . El sistema de lavado a base de aire y agua es muy eficiente.
- . Se obtiene una calidad de agua satisfactoria y, dada la configuración del filtro, se soportan eficientemente -- cargas pico de sólidos.

CONCLUSIONES

Con base en el análisis de este trabajo, se presentan a continuación los aspectos más relevantes del estado actual de la práctica americana para la filtración de aguas residuales.

Existen dos tipos principales de diseños de filtros medios dobles y múltiples. Sin embargo, se han realizado estudios en menor grado, con diseños de filtros de medios simples y en dos etapas.

Los estudios con medios simples realizados en los Estados Unidos, son una adaptación de algunas técnicas de la escuela europea y americana, y se han dirigido sobre todo a la filtración de efluentes primarios. Las eficiencias de remoción de sólidos, van del 23 al 75% para tamaños de arena que varían de 0.35-0.65 mm y cargas hi

dráulicas de 115 a 460 m³/m².día.

La filtración en dos etapas surgió como consecuencia de las limitaciones asociadas con los tamaños de grano en los filtros dobles y múltiples, y a las dificultades de la filtración de aguas residuales de efluentes secundarios, debido a la distribución bimodal de las partículas. Se encontró que la filtración en dos etapas, en el mejor de los casos, da efluentes con concentraciones de SS equivalentes a los filtros de medios dobles, pero dadas las mayores dificultades técnicas y de operación de éstos últimos, han tenido poco desarrollo.

Los filtros de medios dobles (duales), son los más comunes en América para la filtración de aguas residuales, desde el punto de vista técnico y económico. Una planta bien operada con este diseño, puede remover los sólidos de un efluente secundario hasta en un 80%.

Se considera que el filtro de medio triple es el mejor ejemplo de un diseño de medios múltiples. El propósito de colocar un material de menor diámetro en el fondo del filtro, es remover las partículas más pequeñas que no fueron capturadas por las capas de antracita y arena. Sin embargo, el pequeño aumento en la eficiencia de este filtro con respecto al de un medio doble no com

pensa su mayor costo. Por otro lado, persisten los problemas de operación debido a las limitaciones de tamaños de grano, que pueden provocar un indeseable intermezclado de las capas intermedias.

La práctica americana presenta un mayor número de problemas operativos.

- Existen limitaciones para el tamaño de grano de los medios filtrantes
- Hay una tendencia a una pobre liberación de los sólidos durante el lavado que provoca una indeseable formación de bolas de barro.

Por otro lado, se incurre en altos costos de operación como consecuencia de las altas velocidades de retrolavado para la fluidización de los lechos (de 1440-2688 m³/m²·día), ver APENDICE B.

En contraste con lo anterior y, dado que se manejan moderados espesores de los lechos, no se tienen altos costos estructurales.

En lo que respecta a la práctica europea, la única configuración que se consideró en este trabajo fué, el filtro de le-

cho no estratificado de un medio simple con flujo descendente. Otros esquemas de filtración son menos comunes y, dada la escasez de información en torno a ellos, no se analizaron en este trabajo.

Los filtros de lechos no estratificados pueden usar medios de gran tamaño ($TE=1.4-2.5$), ya que no se requieren velocidades de fluidización durante el lavado. Además, se pueden tener mayores espesores de filtración, lo que conduce a obtener grandes carreras de filtración. Por tal razón, tradicionalmente la práctica europea tiene costos de operación más bajos que la práctica americana.

Puesto que se tiene una distribución aproximadamente homogénea de los tamaños de grano a lo largo del lecho filtrante, no se reduce la oportunidad de captura de sólidos a lo largo de la profundidad, de esta forma, el intervalo de valores de captura de sólidos de la técnica europea es mayor que la americana ($3.2-6.4 \text{ Kg/m}^2/\text{m}$ - de pérdidas de carga), ver Tabla A, apéndice B.

Por último, dado que se manejan mayores espesores para el medio filtrante, se suelen presentar mayores costos de construcción.

En lo que respecta al panorama general de ambas prácticas, se puede observar que, sobre todo en los últimos años, existe una tendencia por parte de ambas escuelas, no hacia una mayor definición de una u otra, sino más bien, hacia una fusión de tecnología. Esto es, se observa que cada práctica toma lo mejor de la otra y la incorpora a sus diseños. Esto último está contribuyendo cada vez más a que la frontera entre ambas escuelas desaparezca, por lo que en estos momentos nos encontramos, con que es cada vez más difícil definir una práctica de la otra. Como caso concreto de éste último comentario, nos encontramos los estudios realizados en los Estados Unidos, para la filtración de efluentes primarios, donde se ha estado usando la técnica de lavado europeo con buenos resultados.

A modo de realizar una simple reflexión, se observa que son muy escasos los trabajos de filtración de aguas residuales en México (ref. 37). Es claro que es necesario incrementar los estudios en este campo, ya que en nuestro país el reuso de aguas residuales es cada vez más común y, la utilización de tal operación unitaria en los sistemas de tratamiento puede contribuir enormemente a mejorar la calidad de las aguas tratadas, así mismo también puede influir en lograr una mejor economía del proceso.

Por último, a continuación se destacan algunos detalles que han

recibido poca atención, y es hacia donde van las investigaciones futuras:

- . Es necesario investigar la influencia de los procesos biológicos en la eficiencia de los filtros, dado que a mejor compactación del flóculo, se obtienen mejores remociones en los procesos de filtración terciaria.
- . No hay una conclusión definitiva en el tipo, cantidad y lugar de aplicación de los compuesto(s) químico(s) a usar, para mejorar la calidad de los efluentes.
- . Dentro de la técnica americana aún existen dificultades asociadas con la operación del retrolavado, las cuales pueden resolverse en principio, con la adopción de la práctica europea.
- . Dada la escasez de estudios comparativos en detalle de la práctica americana y europea, sería de mucha importancia su desarrollo; sobre todo para los países importadores de esta tecnología, ya que de esta forma se facilitaría la toma de decisiones para la adquisición de uno u otro paquete tecnológico.

REFERENCIAS

1. O'Melia, C.R. and Stumm, W., "Theory of water Filtration", J. Amer. Water Works Assoc., 59, 1393, (1967).
2. Yoo, K., Habibian, M.T., and O'Melia, C.R., "Water and Waste Water Filtration: Concepts and Applications", Environmental Science and Technology, 5, 1105, (1971).
3. Friedlander, S.K., Ind. Eng. Chem. 50, 1161 -1164 (1958).
4. Ives, K.J., "Filtration using radioactive algae", J. San. Eng. Div., Amer. Soc. Civ. Eng., 87, 23-37, (1961).
5. Iwasaki, T., "Some notes on sand filtration", Journ. AWWA, 29, 1591-1937 (1937).
6. Ives, K.J. and Sholji, T., "Research on variables affecting Filtration", J. San. Eng. Div., Amer. Soc. Civ. Eng., 91 (1965).
7. Russell, H. B. and Mriganka, M.G. "An Investigation of the influences of some physicochemical variables on Porous-Media Filtration", Jour. AWWA, 56, 94-98 (1974).

8. Kawamura, S., "Design and Operation of High-Rate Filters" Part 1, Jour. AWWA, 57, 705-708 (1975).
9. Weber, W.J., Jr. "Physicochemical Process for Water Quality Control", New York: John Wiley & Sons, Inc. (1972).
10. Cleasby, J.L., "Approaches to a filtrability Index for Granular Filters", J. Amer. Water Works Assoc. 61, 372, (1969).
11. Ives, K.J. and Sholji, I., Proc. Amer. Soc. Civil Eng., J. Sanit. Eng. Div., 91, 1-18 (1965).
12. Lester, B.S., et al, "Sand Filtration and Activated Carbon Treatment of Poultry Process Water", Jour. Water Poll. Control Fed., 48, 2394, (1976).
13. Matsumoto, M.R., et al., "Filtration of Primary Effluent" Jour. Water Poll. Control Fed., 54, 1581, (1982).
14. Lang, R., "Two Stage Filtration of Primary Effluent", M.S. Thesis, Univ. of Calif., Davis (1982).
15. Matsumoto, M.R., "Filtration of Primary Effluent: Feasibility and Applications". Ph. D. Thesis, Univ. of Calif. Davis, (1982).

16. Berry L., Lafayette P.F. and Wood and F., "Sand Filtration and Activated Carbon Treatment of Poultry Process Water", Jour. Water Poll. Control Fed., 48, 2394 (1976).
17. Tchobanoglous G. and Eliassen R., Filtration of Treated Sewage Effluent, Journal of Sanitary Engineering Division, ASCE., 96, 243 (1970).
18. Tchobanoglous, G., "Filtration Techniques in Tertiary Treatment", Jour. Water Poll. Control Fed., 42, 604, (1970).
19. Bauman, R., and Huang J.Y.C., "Granular Filters for Tertiary Wastewater Treatment", Jour. Water Poll. Control Fed., 46, 1958 (1975).
20. Biskner, Ch. D. and Young J.C., "Two-Stage Filtration of Secondary Effluent", Jour. Water Poll. Control Fed., 49, 319 (1977).
21. Cleasby, J.L., Stangl, E.W., and Rice, G.A., "Developments in Backwashing of Granular Filters", Journal of the Environmental Engineering Division, ASCE, 101, 713, (1975).

22. Jung, H. and Savage, E.S., "Deep-Bed Filtration", Jour. AWWA, 56, 73, (1974).
23. Dahab, M.F., and Young, J.C., "Unstratified-Bed Filtration of Wastewater", Journal of the Environmental Engineering Division, ASCE, 103, 21 (1977).
24. Baxter, R. and Bell, B., "Comparative pilot-schemetrials with tertiary treatment", Water Pollution Control, 77(3) 346,359 (1979).
25. Cleasby, J.L., and Baumann, E.R., "Wastewater Filtration-Design Considerations", Environmental Protection Agency Technology Transfer Publication, 1973.
26. Streander, P.B., "Sewage Filtration with Silica Sand Filters", Water Works and Sew., 87, 351 (1940).
27. Hsiung, K.Y., and Cleasby, J.L., "Prediction of Filter Performance", Jour. San. Eng. Div., Proc. Amerc. Soc. Civil Engr., 94, 1043 (1968).
28. Camp, T.R., et al., "Backwashing of Granular Water Filters", Jour. San. Eng. Div., Proc. Amer. Soc. Civil Engr., 97, 903, (1971).

29. Cleasby, J.L., and Woods, C.F., "Intermixing of Dual Media and Multi-Media Granular Filters", Jour. Amer. Water Works Assn., 67, 197, (1975).
30. "Wisconsin Steel Works New Water Treatment Plant", Ind. Wastes, 31 (1972).
31. Young, J.C., Wall, D.J., and Baumann, E.R., "Packed-Bed Reactors for Secondary Effluent BOD and Ammonia Removal", Journal of the Water Pollution Control Federation, Vol. 47, (1957).
32. "Multiwash Filter Process", Bulletin No. 7514, General Filter Company, Ames Iowa, (1975).
33. Siemak, R.C., "Tertiary Filtration: Practical design considerations", Jour. Water Poll. Control Fed., 56, 944 (1984).
34. Tossey D., et al., "Tertiary Treatment by Flocculation and Filtration", Jour. San. Eng. Div. Proc. Amer. Soc. Civil Engr. 96, 75 (1970).
35. Hsiung, A.K. "Chlorine Effect on Secondary Effluent Filtration", Jour of the Sanitary Engineering Division, ASCE, 106,649 (1980).

36. Letterman, R.D., "Economic Analysis of Granular Bed Filtration", ASCE, 106, 279 (1980).
37. Coronado, J.A. "Diseño e instalación de un modelo para filtración directa de aguas turbias" tesis de Maestro en Ingeniería Ambiental, DEPTI, UFAM (1984).

Apéndice A.

TABLA A.1 Eficiencias reportadas para filtración directa de efluentes de plantas de filtros rociadores. **

Lugar	Medio		tasa de filtración m ³ /m ² día	Sólidos suspendidos (mg/l)				
	tipo	tamaño (mm)		espesor (cm)	Influyente		Efluente	
				Rango	Prom.	Rango	Prom.	
Inglaterra	Arena	0.85-2.0	53	117	34-77	53	1-20	6
	carbón	1-2.0	53	117	41-67	51	4-13	7
(laboratorio)	arena	0.5-1.0	53	117	40-59	50	1-2	2
(piloto)	arena	0.85-1.7	61	137	20-37	28	2-5	3
	carbón	0.85-2	46	100	20-37	29	3-5	4
(planta)	arena	0.85-1.7	91	199	28-35	-	9-10	-
	arena	0.85-1.7	91	293	13	-	8	-
Inglaterra	arena	1-2	61	94	32	-	5	-
(piloto)	arena	1-2	61	117	40	-	6	-
	carbón	1-2	61	82-112	43	-	10	-
Inglaterra	arena	1-2-2.3	61	176	22-25	24	9-10	10
(piloto)				234	20-24	22	7-10	9
				352	19-26	23	10-11	11
	arena	1-2-1.7	61	176	22-25	24	9-10	10
				234	21-24	23	8-10	9
(ascendente)	arena	1-2-1.7	-	176	22-25	24	8-10	9

TABLA A.2 Eficiencias reportadas para filtración directa de efluentes de plantas de lodos activados. **

Lugar	Medio tipo	Medio tamaño (mm)	Medio espesor (cm)	tasa de flujo m^3/m^2 -día	Sólidos suspendidos (mg/l)				
					Influyente		Efluyente		
					Rango	Prom.	Rango	Prom.	
Angeles Calif.	avena	0.95 1.6	T.E. C.U.	28	117	19-34	27	7-21	15
ón	medio mezclado	-		76	293	30-81	59	1-20	4.6
eland, Ohio	medio doble Antracita	1.78 1.63	T.E. C.U.	152	470	20	-	5	-
	arena	0.95 1.41	T.E. C.U.	61	940 1400	27 22-23	-	8 9-11	-
ros de tasa inante en - eland.	medio doble Antracita	4 1.5	T.E. C.U.	152	470	13	-	4	-
	Arena	2 1.32	T.E. C.U.	61	940 1400	13 13	-	4 6	-

tomado de la (ref. 25).

APENDICE B

TABLA A. RESUMEN DE LAS PRINCIPALES CARACTERISTICAS TANTO DE LA PRACTICA AMERICANA COMO EUROPEA.

CARACTERISTICA	PRACTICA AMERICANA	PRACTICA EUROPEA
Tipo de filtro	(1) lecho simple (2) lecho doble (3) lecho triple	lecho simple no estratificado (grueso)
Espesores de los lechos en metros	(1) 0.25 - 0.50 (2) antracita, 0.50 - 0.75 arena, 0.25 - 0.30 (3) antracita, 0.45 - 0.60 arena, 0.20 - 0.30 granate, 0.05 - 0.10	0.90 - 1.8
Tamaño efectivo (TE, mm) y coeficiente de uniformidad (CU)	(1) 0.5 - 1.7 , 1 < CU < 2.3 (2) 1.0 - 2.0 , 1.3 < CU < 1.5 0.5 - 1.2 (3) 1.0 - 2.0 , 1.3 < CU < 1.5 0.5 - 1.2 0.4 - 0.8	1.4 - 2.5 1 < CU < 1.4
Velocidad de filtración $m^3/m^2 \cdot día$	(1) 117 - 700 (2) y (3) 117 - 470	100 - 280
Captura de sólidos $g/m^2/m$ de h_f	(1) 0.96 - 3.5 (2) 1.2 - 5.5 (3) 1.2 - 4.8	3.2 - 6.4
Sistema de lavado	Un lavado superficial y retrolavado con agua (fluidización)	retrolavado con aire y agua (sin fluidización)
Velocidad de lavado superficial en laboratorio	25 l/min $\cdot m^2$	-----
Velocidad de agua de lavado $m^3/m^2 \cdot día$	864 - 1728	448 - 900
Velocidad de aire $m^3/m^2 \cdot h$	-----	37 - 110
Costo de construcción	más bajo	más alto
Costo de operación	más alto	más bajo

REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA A TRAVÉS DE SECOBI.

13

TI Filtration techniques in tertiary treatment.

RD601 * END OF DOCUMENTS IN LIST

BRS - SEARCH MODE - ENTER QUERY

6: RESULT 29

7: 6 not 5

RESULT 21

8: ...P 5 f7/doc=1-13

1

AN 84-03601.

AU Krofta, M. Wang, L.K.

TI Tertiary treatment of secondary effluent by dissolved air flotation and filtration.

SO CIVIL ENG. PRACTIC. DESIGN ENG. VOL: 3, NO. 3. PP. 253-272.

AB An innovative Sandfloat system has been designed and developed for tertiary treatment of municipal secondary effluent. The new process system consists of two important unit processes: dissolved air flotation and filtration. This report introduces the Sandfloat plant's special engineering features, technology status, process reliability, process limitations, chemical requirements, residual generation, design criteria, process reliability, environmental impact, etc. Based on the reliable source of technical data from the U.S. Environmental Protection Agency, the treatment efficiency of flotation/filtration system for removal of BOD, COD, TOC, TSS, oil and grease, total phosphorus, phenols, cyanides, various toxic heavy metals, toxic organics, etc. are compiled and documented. In addition to tertiary treatment and municipal effluent, Sandfloat plant can also be used for municipal water treatment, industrial water treatment, industrial waste treatment, pretreatment of reverse osmosis influent, pretreatment of carbon adsorption influent, etc. A full scale one MGD Sandfloat plant serving 6500 residents in the Town of Lenox, MA, USA is also introduced.

2

AN 83-07241.

AU Rudzsky, G.G. Kim, A.N.

TI Application of the superhigh-rate filtration method for a tertiary treatment of municipal sewage.

SO KHIM. & TEKH. VODY. VOL: 5, NO. 1. PP. 65-67.

AB Results of studies on tertiary treatment of biologically purified municipal sewage (BPMS) using superspeed pressure filters are presented and it is shown advisable to apply the superhigh-rate filtration method for a tertiary treatment of such sewage.

3

AN 80-00413.

AU West, J. Rachwal, A. J. Cox, G. C.

- SO INSTITUTION OF WATER ENGINEERS AND SCIENTISTS. JOURNAL. VOL:33(1). P.45-63. illus. No abs, refs.
- AB Tertiary treatment of sewage effluent using the full-scale deep-bed anthracite-sand rapid gravity filter was investigated to provide design criteria for higher filter plant loadings than the one described (500 m³/m²/d). Dual media anthracite-sand filter beds (1.8 m) and various depths of single media anthracite beds (0.7-1.0 m) were investigated. The filter plant at Ash Vale is described, and media specifications evaluated are tabulated. The experimental program was designed to find the maximum hydraulic and SS loading commensurate with acceptable lengths of filter runs with an Ultra High Rate Filter and to compare the performance of anthracite-sand and anthracite filter media within the Ultra High Rate Filter. The results of the various filter bed specifications evaluated at Ash Vale are tabulated. Suspended solids removal of =50-60% was consistently achieved at hydraulic loadings <=800 m³/m²/d with no significant differences in filter effluent quality observed between the various dual media and single media filter beds. Removal of BODs varied considerably but was generally =50%. Rates of <=900 m³/m²/d were achieved; this rate is not an upper limit, and higher rates should be evaluated. Filter run times of 6-8 hr at maximum flows were acceptable for an automatically backwashed filter installation. Experimental work established a satisfactory backwashing process to adequately clean the filter media after filter runs at high hydraulic loadings. The breakdown of capital costs is tabulated and shows that this plant can be operated at higher rates than originally planned; for a new plant the unit cost per person can be reduced =50% (88 FT).

4

- AN 77-04166.
AU BISKNER, C.O.
TI Two-stage filtration of secondary effluent.
SO Water Pollution Control Federation. Journal, 49(2): 319-331, Feb. 1977.

5

- AN 77-03278.
AU LAFAYETTE, P.F.
TI Sand filtration and activated carbon treatment of poultry process water.
SO Water Pollution Control Federation. Journal, 48(10): 2394-2405, Oct. 1976.

6

- AN 75-00504.
AU MIDDLEBROOKS, E.J.
TI Intermittent sand filtration to upgrade existing wastewater treatment facilities.
SO Government Reports Announcements, 74(12): 137, June 14, 1974.

7

- AN 75-00345.
AU BARRETT, A.D.
TI Upflow filtration.
SO New England Water Pollution Control Association. Journal, 7(2): 111-139, Dec. 1973.

8

AU MITCHELL, P.
TI Phosphate removal by magnetic filtration.
SO Water Research, 8(2): 107-109, Feb. 1974.

9

AN 74-04360.
AU FAN, C.-Y.
TI Ultra high rate filtration of activated sludge plant effluent.
SO Government Reports Announcements, 73(18): 114, Sept. 25, CLEVELAND.

10

AN 72-00913.
AU SHIREMAN, HOWARD C.
TI Filtration boosts tertiary treatment.
SO Water and Wastes Engineering, New York, 9(4):34-37, April 1972.

11

AN 72-00624.
AU SHIREMAN, HOWARD C.
TI Filtration as a part of tertiary treatment.
SO See Citation No. 72-2TF-620 pp. 39-65. 1971.

12

AN 71-00651.
AU TEBBUTT, T. H. Y.
TI An investigation into tertiary treatment by rapid filtration.
SO Water Research, New York, 5(3): 81-92, March 1971.

13

AN 70-03285.
AU TCHOBANOGLOUS, GEORGE.
TI Filtration techniques in tertiary treatment.
SO Water Pollution Control Federation, Wash. D & C. Journal, 42(4):
604-623, April 1970.

RD601 * END OF DOCUMENTS IN LIST

BRS - SEARCH MODE - ENTER QUERY

8: .P 7.f7/doc=1-21

1

AN 83-08005.
AU Satybaldieva, D.K. Marutovsky, R.M.
TI Reuse of sewage from sugar beet production.
SO KHIM. & TEKH. VODY. VOL: 5, NO. 2, PP. 264-267.
AB The process flow diagram of reuse of sewage from sugar beet production includes coagulation by calcinated defaecosaturation residue, with the following carbonization, filtration, countercurrent adsorption tertiary treatment of water in mixers and ion-exchange demineralization. The suggested flow diagram permits a decrease in the concentration of organic impurities in water up to 0.015 kg O sub(2)/M super(3), salt content-to 0.2 kg/m super(3), color-to 15 grad. A diagram is presented for purified water distribution in the processes of sugar beet production.

2

AN 82-00631.

Water modifications give an Added Dimension to Tertiary Treatment in Shelburne.

SO WATER & POLLUT. CONTR. VOL: 119, NO. 2, pp. 10-11.

AB The designers of the Shelburne, Ontario waste treatment facilities have modified a four-compartment filter to allow the operator to filter the same secondary effluent twice in a continuous process. Changes made to the splitter box and the influent piping of the four-compartment filter divide it into two separate, two-compartment filters. The re-arranged filter is expected to produce an effluent lower in both suspended solids and BOD than if the filter were operated with four filter compartments in parallel. The lower suspended solids and BOD values are critical to the town of Shelburne because of the environmentally sensitive watershed into which its effluents are discharged.

3

AN 81-01819.

AU Ellis, K. V.

TI The tertiary treatment of sewage.

SO Effluent & Water Treatment Journal. VOL:20(9). P.422-430. Abs. 27 refs.

AB Tertiary wastewater treatment techniques include microstrainers, grass plots, lagoons, sand filtration (slow filtration, rapid gravity filtration, upward flow filtration), upward flow clarifiers, and nitrifying filters. Grass plots are a simple and effective means of upgrading poor effluent and consist of gently sloping areas of land, with an inclination of not >1 in 60 , which are covered with specially sown, deep-rooted grasses or natural flora. Slow sand filters produce a high class filtrate with a minimum of control and reduce the bacterial count in water by $\leq 99.9\%$. Rapid sand filtration removes larger SS from secondary effluents. In dual-media filtration, a layer of coarser filtration medium is placed on top of the sand medium. In upward-flow sand filtration, the media is arranged in the conventional manner with the coarsest at the bottom and the finest at the top but through which the water filters in reverse direction, i.e. from bottom to top. Backwashing is the effective cleaning of rapid filters, essential to efficient filter operation. (FT).

4

AN 81-00612.

AU Hawkins, J. E. Stott, D. A. Stakes, R. L. Clennett, A.

TI Application of the expanded bed technique for the denitrification of a sewage effluent.

SO Institution of Water Engineers and Scientists. Journal. VOL:34(4). P.361-373. illus. No abs. 10 refs.

AB The attached growth technique, using a sand filter and the injection of methanol, was selected by the Thames Water Authority when rising NO_3^- concentrations in the river Lee (England) indicated that more efficient denitrification methods were necessary. The method involves the growth of a biomass, consisting mainly of facultative bacteria, over the surface of the sand particles, using methanol as a source of C. In the anoxic conditions created, NO_3^- is converted to NO_2^- and then to gaseous N, which is evolved from the bed. On the average, the filter removed $>50\%$ of the NO_3^- from a flow of $9,000 \text{ m}^3/\text{d}$, corresponding to $\approx 15\%$ of the effluent NO_3^- load. The average rate of denitrification was $3.6 \text{ kg}/\text{m}^3 \text{ filter bed}/\text{d}$, and the average ratio of the weights of methanol consumed to NO_3^- removed was $2.5:1$. The MLVSS concentration in the filter bed was approaching $40:1$. There was no significant instance of pollution of the river Lee due to the discharge of methanol from the works. Washing of the filter bed had to be carefully controlled to prevent clogging and excessive loss of biomass. (FT).

AN 81-00509.

AU FitzPatrick, J. A. Swanson, C. L.

TI Evaluation of full-scale tertiary wastewater filters.

SO U.S. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY. OFFICE OF RESEARCH AND DEVELOPMENT. ENVIRONMENTAL PROTECTION TECHNOLOGY SERIES. P.210 PP. illus. Abs. refs.

AB The performances of full-scale, tertiary, granular-media filters as affected by various design and operating procedures, e.g. influent SS and flow rates, and properties of secondary effluent suspensions are discussed. The clarification efficiency of the 8 plants evaluated is weakly dependent on filter media depth and grain size, while refiltration parameters strongly correlate with filter performance in plants where straining filtration is the dominant particle collecting mode. Semi-empirical mathematical models were developed to relate filter clarification efficiency to characteristics of secondary effluent particulate matter and to characterize "in-depth" and "straining" filtration. The models may be used to predict filter SS removal or clarification efficiency if care is exercised. Small scale tertiary wastewater filters must be designed to accommodate shock loads caused by secondary process upsets. (FP AM).

AN 80-06363.

AU Argo, D. G.

TI Cost of water reclamation by advanced wastewater treatment.

SO WATER POLLUTION CONTROL FEDERATION. JOURNAL. VOL:52(4). P.750-759. illus. Eng. Fr. Ger. Port. Span. abs. no refs.

AB The Orange County Water District in California has constructed one of the country's largest advanced wastewater reclamation facilities, Water Factory 21. The plant produces 0.66 m³/sec (15 mgd) of reclaimed water, which is injected into the domestic groundwater supply for replenishment and to prevent seawater intrusion. Detailed data on the actual cost of advanced wastewater treatment processes at Water Factory 21 that can be used in evaluating reclaimed wastewater as a viable alternative water resource are presented. Processes include lime clarification with sludge recalcining, ammonia stripping, recarbonation, breakpoint chlorination, mixed-media filtration, activated carbon adsorption and C regeneration, postchlorination, and RO demineralization. (AM).

AN 80-04211.

AU Clausen, H. H. Caruso, V. J.

TI Limited space does not limit treatment.

SO WATER AND WASTES ENGINEERING. VOL:16(11). P.53-55. illus. No abs. no refs.

AB The secondary wastewater treatment plant in Oswego, New York, was constructed in compliance with a state order to prevent further pollution of the Oswego River and Lake Ontario. The existing primary sewage treatment plant was upgraded to a secondary plant by the construction of primary and secondary treatment units, including aerated grit chambers, primary and secondary settling tanks, aeration tanks, tertiary or physical/chemical treatment units for the removal of PO₄-3, and solids treatment and disposal units including gravity and flotation thickeners, vacuum filters, and sludge incinerators. With space at a premium, a 3-storied complex was designed to incorporate the many operations involved. By-pass valves in the piping system and the design of the aeration tanks provide flexibility within the system. (FT).

AU Borowiec, A. N.; Peterson, W. A. III.
TI Quality is a must at Stony Brook AWT.
SO WATER AND WASTES ENGINEERING. VOL:16(11). P.32-34. 60. illus. No abs. no refs.
AB To meet goals of 97% BOD5, TSS, and NH3 removal, and application of best available technology for P removal, the Stony Brook, New Jersey, AWT facility incorporated several treatment operations including grit removal, first-stage activated sludge with alum addition, second-stage activated sludge, multimedia filtration, chlorination, dechlorination, and re-aeration. State-of-the-art AWT processes along with tried and proven processes are employed at the facility. Optimization of plant performance is dependent on the effectiveness of the 2-stage nitrification process. Start-up of the plant proceeded smoothly due to pre-start-up training of personnel and cooperation between the authority and the consultants. (FT).

9

AN 80-03289.
AU Critchard, D. J.; Fox, T. M.; Green, R.
TI A pilot-plant comparison of the 'Tenten' filter and three conventional static-bed filters for tertiary treatment at the Aldershot sewage treatment works.
SO WATER POLLUTION CONTROL. VOL:78(3). P.382-388. illus. No abs. ref.
AB Pilot plant performance evaluations compared the 'Tenten' continuous sand-wash filter with a conventional filter (RGSF), an anthracite-sand, mixed media rapid-gravity sand filter, and an upward-flow sand filter ('Immedium'). All 4 filters were operated continuously for ~6 mo over a range of hydraulic loadings with an influent feed maintained as near as possible to a mean SS concentration of 30 mg/L. All filters were able to produce an effluent of 10mg/L SS, with only small differences in performance. For plant scale design, such considerations as site conditions and power costs would probably materially affect the choice of filter. The Tenten is available only in a unit size which renders it unsuitable for large installations. Compared with the static-bed filters, it provided better medium washing, especially after an abnormal discharge of SS. The head loss characteristics of the mixed media filter was superior to RGSF, due to the coarser medium used in the top layer of the filter, the first 100 mm of which contributed the majority of the head loss through the media. The maximum head loss for the Immedium filter was limited by fluidization of the medium. The head loss characteristics of this filter differed from the 2 downward-flow filters in that a much greater percentage of the the initial head loss and the head loss developed during the filter run proportionately lower. (FT).

10

AN 80-00467.
AU Grutsch, J. E.; Kloeckner, D. C.
TI Optimizing the role of the activated sludge process to meet BATEA.
SO INDUSTRIAL WATER ENGINEERING. VOL:16(1). P.10-14. illus. No abs. refs.
AB Each pretreatment operation in an activated sludge process was optimized according to zeta potential considerations. The lowest residual organics will be produced in the process with the lowest feed strength and a high sludge age. To achieve these optimum conditions the colloids and suspended matter need to be removed from the influent. Destabilization of the electrokinetic charge of microorganisms, dispersed oil colloids, and inert suspended matter is the key to optimizing the liquids-solids separation. Once the electrical charge is reduced on SS, the von der Waals forces can agglomerate individual particles into aggregates that are efficiently

organisms removal is possible by adding a stage of granular activated carbon adsorption and ancillary regeneration facilities. A 15-mo test program conducted by Amoco at a municipal plant with dual train ASPs demonstrated that the high sludge age process is a cost-effective alternative tertiary treatment unit operation for industrial and municipal wastewaters. (FT).

11

AN 79-05466.

AU Baxter, R. J. Bell, B.

TI Comparative pilot-scheme trials with tertiary treatment.

SO WATER POLLUTION CONTROL, VOL:77(3). P.346-359. illus. No abs. refs

AB Three filter methods were evaluated at the Broadholme and Billings works of the Northhampton Sewage Division of the Anglian Water Authority. The rapid-gravity sand filter consisted of a steel shell encompassing a filter media of 1.0 m of 1-2mm sand separated from the inlet-outlet nozzles by 250 mm of gravel. The upward flow (Immedium) sand filter was composed of a steel shell, similar to the gravity filter, containing a 1.4 m-deep bed of 1-2 mm sand separated from the nozzles by a 3-layer, 600-mm thickness of gravel. In the ultra-high-rate rapid-gravity anthracite filter, the main filter medium was 1.22 m of Mix No. 3 anthracite over separation layers of 14/25 sand and coarse gravel of overall depth of 915 mm. Several conclusions emerged. In sand filtration, the beds need to achieve a controlled dirty state for maximum efficiency if wash efficiency is to be maintained, but shortcomings in washing allows dirt buildup to occur with detrimental effects on the run cycle period. The biggest factor in maintaining this efficiency is the state of the nozzle apertures, which must not be blocked. Drying through air blowing seems to be an effective method of ensuring nozzle performance. While anthracite filtration was the most effective, little was established as to the extent of long-term anthracite wear and loss, which is important when the high initial cost and limited source of supply are considered in terms of full-scale operation. (FT).

12

AN 78-04298.

AU Swanson, C. L. Fitzpatrick, J. A.

TI Secondary effluent polishing by granular media filters.

SO American Institute of Chemical Engineers: 84th national meeting:

Abstracts. P.P. T-64. Abs. only.

AB Design and performance characteristics of full-scale tertiary wastewater filters at 8 Chicago area plants were evaluated in an EPA supported study since early 1975. Correlations based on secondary effluent SS, flow rate, and a refiltration parameter are able to predict SS removal with 30%-50% accuracy. (AM).

13

AN 78-02563.

AU Tsuge, H. Mori, K.

TI Reclamation of municipal sewage by reverse osmosis.

SO Proceedings of the International Congress on Desalination and Water

Reuse: Vols. 1 and 2. In DESALINATION, VOL:22(1-3). P.123-132.

illus. Sum. refs.

AB The effluent from secondary treatment of municipal sewage was passed through 4 different pretreatment arrays prior to RO as follows: System I-secondary effluent (SE), coagulation and sedimentation (CS), sand filtration (SF), activated carbon adsorption (CA), and RO; System II-SE, CS, SF, and RO; System III-SE, SF, and RO; and System IV-SE and RO. The RO modules contained 18 tubular cellulose acetate membranes 2.5-m long and 12.5-mm in diameter connected in series.

reduction in major pollutants, and also removed various N forms at a high rate. Even System IV produced a product water almost within WHO standards for drinking water, except for N. Membrane cleaning was necessary with all systems because of flux decrease; Systems I and III were relatively slower in this respect. Flushing will be necessary every day, with chemical cleaning twice a week. The cost of reclaimed water from municipal sewage, based on System III, will be about 132.1 yen/m³ for drinking water, and 83.8 yen/m³ for industrial use. (FT).

14

AN 78-01502.

AU Crom, J. A.

TI Advanced wastewater treatment revives troubled Tualatin River.

SO WATER AND WASTES ENGINEERING. VOL:14(11). P.52-54,59. illus. Sum. no refs.

AB By consolidating wastewater collection and treatment in the Tualatin River basin, Washington County, Oregon's Durham Advanced Wastewater Treatment Facilities are able to provide the advanced levels of treatment required to meet the stringent water quality standards set by the state. The project features a 2-stage P removal process and mixed-media filtration. Other special features include automatic surge basins, lime recalcination, sludge incineration, and a modern countywide water quality laboratory. During the high-flow winter period, when less stringent standards prevail, the activated sludge-plus-filtration process meets the requirements, but during the low-flow summer period, when high effluent standards take over, the effluent from the sludge process receives chemical treatment and filtration before it is chlorinated and discharged to the river. Sludge from the chemical clarifiers is thickened in classifying centrifuges prior to P separation. Following classification, the chemical sludge is recalcined in a multiple-hearth furnace, and the recovered lime is recycled to the chemical treatment system. Because the plant uses secondary and tertiary processes, both organic and chemical sludges are produced. To prepare the organic sludge for incineration, it is dewatered from 0.5% to 25% solids by a series of gravity sludge thickeners, cyclone-type separators, disk centrifuges, and continuous solid-bowl centrifuges. A flow sheet diagrams the entire process, and design criteria are tabulated.

15

AN 77-05426.

AU ZOLTEK, J. JR.

TI Removal of nutrients from treated municipal wastewater by wetland vegetation.

SO Water Pollution Control Federation. Journal, 49(5): 789-799, May 1977.

16

AN 76-00330.

AU STONE, R.W.

TI Upgrading lagoon effluent for best practicable treatment.

SO Water Pollution Control Federation. Journal, 47(8): 2019-2042, Aug. 1975.

17

AN 75-01526.

AU HUANG, J.Y.C.

TI Granular filters for tertiary wastewater treatment.

SO Water Pollution Control Federation. Journal, 46(8): 1958-1973, Aug.

18

AN 73-00176.

AU SALMON, JOHN.

TI Phase I final report for the 50-man shipboard wastewater treatment system.

SO U.S. Coast Guard, Office of Research and Development, Washington, D.C. Report No. 714121/103, 1 page, Aug. 1971.

19

AN 72-01185.

AU WOOD, P. C.

TI Bacterial reduction during tertiary treatment of sewage effluents.

SO Institution of Public Health Engineers, London. Journal, 71(2): 108-125, April 1972.

20

AN 72-01178.

AU ANONYMOUS.

TI Tertiary treat. off
ment with high rate sand filters.

SO Effluent & Water Treatment Journal, 12(1): 34, Jan. 1972.

21

AN 70-01516.

AU SCOTT, RONALD F.

TI Tertiary treatment by flocculation and filtration.

SO American Society of Civil Engineers. Sanitary Engineering Division. Journal 96(SA1): 75-90, Feb. 1970.

RD681 * END OF DOCUMENTS IN LIST

BRS - SEARCH MODE - ENTER QUERY

8_:

CONNECT TIME 0:20:03 HH:MM:SS 0.334 DEC HRS SESSION 17077

*SIGN-OFF 15.05.53