

CAPÍTULO VII - 13. FILTRACIÓN DIRECTA ASCENDENTE

ÍNDICE

| | |
|--|-----------|
| 1. INTRODUCCIÓN..... | 1 |
| 2. EVOLUCIÓN DE LA TECNOLOGÍA EN EL BRASIL | 8 |
| 2.1. CONSIDERACIONES INICIALES | 8 |
| 2.2. EFECTO DE LA COAGULACIÓN EN EL DESEMPEÑO DE LA FILTRACIÓN | 13 |
| 2.3. EFECTO DE LAS DESCARGAS DE FONDO INTERMEDIAS EN EL DESEMPEÑO DE LA FILTRACIÓN | 21 |
| 3. FILTRACIÓN DOBLE: FLUJO ASCENDENTE – DESCENDENTE | 40 |
| 4. CARACTERÍSTICAS DE LOS PROYECTOS Y DE LA OPERACIÓN EN LA FILTRACIÓN DIRECTA ASCENDENTE: PRINCIPALES PARÁMETROS | 44 |
| 5. EJEMPLOS DE PLANTAS DE TRATAMIENTO DE FILTRACIÓN DIRECTA ASCENDENTE – FDA | 50 |
| 6. BIBLIOGRAFIA..... | 78 |

LISTA DE ILUSTRACIONES

TABLAS

| | |
|---|-----------|
| Tabla 1. Características del Medio Granular Utilizadas por Fernandes (1987) | 24 |
| Tabla 2. Composición del Medio Granular Utilizado por Cruz Vélez (1993)..... | 26 |
| Tabla 3. Programación de los Ensayos sin efectuar Descargas de Fondo Intermedias | 26 |
| Tabla 4. Programación de los Ensayos con Descargas de Fondo Intermedias (Cruz Vélez, 1993 y Lara Pinto, 1994)..... | 27 |
| Tabla 5. Resultados de UFC de Bacterias Heterotróficas - Ensayo 6cd | 30 |
| Tabla 6. Composición del manto soporte (Isaac e Castilla Miranda)..... | 34 |
| Tabla 7. Valores Máximos de los Parámetros de Calidad del Agua Cruda para el Empleo de la Filtración Directa Ascendente y la Doble Filtración y Parámetros de Proyecto | 44 |

FIGURAS

| | |
|--|-----------|
| Figura 1. Esquema de un Clarificador de Contacto (Hamann y McKinney, 1968)..... | 2 |
| Figura 2. Esquema del Filtro Tipo AKX (Di Bernardo, 1993b) | 4 |
| Figura 3. Esquema del Filtro Immedium (Di Bernardo, 1993b)..... | 5 |
| Figura 4. Diagrama Típico de Coagulación Empleando Sulfato de Aluminio como Coagulante (Amirtharajah y Mills, 1982)..... | 14 |
| Figura 5. Curvas de Turbiedad del Agua Decantada luego de la Coagulación en Diferentes Condiciones (Amirtharajah y Mills, 1982)..... | 15 |
| Figura 6. Esquema de la Instalación Piloto utilizada por Mendes (1985) | 17 |
| Figura 7. Filtros F ₁ y F ₂ recibiendo agua coagulada de la Instalación Piloto | 17 |
| Figura 8. Variación de la turbiedad del afluente y de los efluentes de los filtros y variación de la pérdida de carga (Filtro F ₁ : agua coagulada en Instalación Piloto); (Filtro F ₂ : agua coagulada en la Planta de Potabilización de San Carlos)..... | 18 |
| Figura 9. Variación de la turbiedad del afluente, de los efluentes y de la pérdida de carga (Filtro F ₁ : agua coagulada en Instalación Piloto); (Filtro F ₂ : agua coagulada en la Planta de Potabilización de San Carlos)..... | 19 |
| Figura 10. Diagrama de Coagulación y Potencial Zeta (Amirtharajah, 1988)..... | 20 |
| Figura 11. Turbiedad del Agua Filtrada en Función del pH para Dosis de 1,5 y 8 mg/l de Sulfato de Aluminio incluyendo Secciones del Diagrama de Coagulación (Amirtharajah, 1988)..... | 20 |
| Figura 12. Variación de la Turbiedad, Pérdida de Carga y NMP de Coliformes Totales (4 descargas de fondo intermedias ejecutadas con la introducción de agua en la interfase grava-arena y con velocidad de filtración de 200 m ³ /m ² .día)-Fernandes, 1987 | 25 |
| Figura 13. Pérdida de carga y expansión de la arena en ensayo (Cruz Vélez – 1993)..... | 33 |
| Figura 14. Curva de distribución granulométrica de la arena utilizada por Castilla M. e Isaac (1987) | 35 |
| Figura 15. Esquema de una Instalación de doble filtración..... | 40 |
| Figura 16. Esquema de un Filtro Ascendente para Operación con Descarga de Fondo Intermedia .. | 46 |
| Figura 17. Programa de Descargas de Fondo Intermedias en la Filtración Directa Ascendente | 47 |
| Figura 18. Comportamiento típico de la evolución de la pérdida de carga en la filtración directa ascendente a lo largo del medio granular | 48 |
| Figura 19. Curva típica de la turbiedad o color aparente remanentes obtenida en ensayo de filtración | 49 |
| Figura 20. Planta de la batería de filtros..... | 52 |
| Figura 21. Corte A - A..... | 52 |
| Figura 22. Corte B – B (del sistema de salida de agua filtrada y descarga de agua de lavado) | 53 |
| Figura 23. Planta del establecimiento | 55 |
| Figura 24. Corte A-A (cámara de carga) | 56 |
| Figura 25. Corte transversal de la batería de filtro | 57 |
| Figura 26. Planta del nivel inferior | 60 |
| Figura 27. Planta del nivel intermedio | 61 |
| Figura 28. Planta del nivel superior | 62 |
| Figura 29. Corte A -A..... | 63 |
| Figura 30. Corte B - B..... | 64 |
| Figura 31. Corte C - C | 65 |
| Figura 32. Corte D - D | 66 |
| Figura 33. Planta de potabilización con filtros de flujo ascendente–descendente - Planta Inferior | 72 |
| Figura 34. Planta de potabilización con filtros de flujo ascendente – descendente - Planta Superior. | 73 |
| Figura 35. Corte A -A..... | 74 |
| Figura 36. Corte B -B..... | 75 |
| Figura 37. Corte C -C | 76 |
| Figura 38. Corte D - D | 77 |

1. INTRODUCCIÓN

La filtración directa ascendente puede ser considerada como una de las principales tecnologías de tratamiento de agua para abastecimiento público, siendo utilizada con éxito en diversos países.

De acuerdo con Di Bernardo (1993) se estima que existen entre 200 y 300 instalaciones de este tipo en funcionamiento en el Brasil. Esto fue posible por el perfeccionamiento constante que experimentó esta tecnología desde sus primeras aplicaciones en el siglo pasado. La paulatina superación de sus limitaciones, ha posibilitado un mejor aprovechamiento de las diversas ventajas que posee.

La evolución histórica de la filtración ascendente hasta el final de la década del '60 fue presentada muy bien por Hamann & McKinney (1968). Según los autores, aunque la idea de la filtración ascendente es antigua, la primera instalación municipal que utilizó la filtración ascendente fue la de Greenock, en Escocia, en 1827. Eran filtros lentos de arena que podían operar en sentido ascendente o descendente con lavado realizado por inversión del flujo.

En los Estados Unidos, la primera tentativa de aplicar la filtración ascendente se realizó en la ciudad de Richmond, en 1827. La elevada turbiedad del agua cruda provocaba la sobrecarga de los filtros (de pequeña altura), por lo que fueron abandonados en 1835.

A pesar de esa experiencia, diversas ciudades norteamericanas construyeron instalaciones con filtración ascendente en el siglo XIX y comienzo del XX. Pero en general, el lavado por inversión del flujo era ineficiente. En consecuencia esa técnica fue abandonada por algunas décadas.

En Europa, en el siglo XX, la filtración ascendente experimentó un nuevo impulso dado por los soviéticos y holandeses.

Los soviéticos desarrollaron los llamados “clarificadores de contacto” (o “filtros rusos” como se conocieron en diversos países de Latinoamérica), que se adoptaron en grandes ciudades como Moscú, Leningrado y Kiev entre otras. La clarificación de contacto que constituye un sistema de filtración rápida denominado de “filtración directa descendente” representó un gran avance, pues la coagulación y la clarificación se combinaron en un único proceso por la adición de un coagulante químico al agua cruda antes que la misma pasara por el filtro rápido de arena en sentido ascendente. Según los soviéticos, la buena distribución del agua en la base del filtro por un sistema “manifold” y el lavado en sentido ascendente por aplicación de velocidades de lavado más elevadas garantizaron la eficiencia del proceso, pudiendo ser tratada agua con turbiedad de hasta 150 UNT. Este tipo de filtro se representa esquemáticamente en la **Figura 1**.

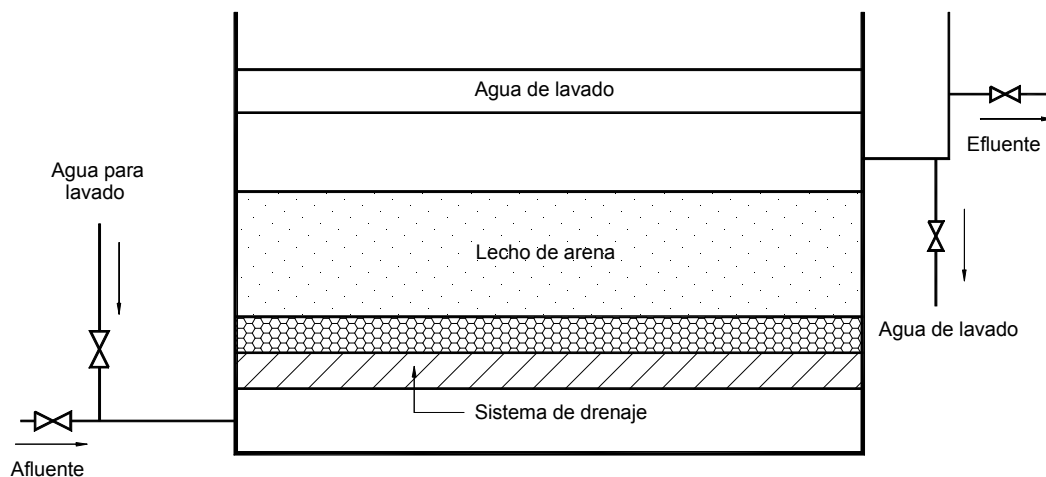


Figura 1. Esquema de un Clarificador de Contacto (Hamann y McKinney, 1968)

Desde entonces muchas de las ventajas de la filtración directa ascendente comenzaron a ser difundidas. Entre las principales se mencionan:

- Reducción de las dimensiones de la planta de tratamiento de filtración rápida al eliminarse las unidades de floculación y decantación.
- Reducción de la cantidad del coagulante utilizado, no siendo necesario formar flóculos grandes y densos.
- Sentido del flujo filtrante desde los granos de mayor tamaño hacia los más pequeños de las capas del lecho de arena, utilizando todo su espesor para la retención de impurezas, situación contraria a lo que acontece en los filtros convencionales de escurrimiento descendente.
- Menor pérdida de carga en el proceso de filtración, debido a que hay mayor remoción de impurezas en el sector del lecho de mayor granulometría.

Los primeros clarificadores de contacto poseían grava y arena con un manto de 2,3 a 2,6 m de altura. El incremento de la pérdida de carga era pequeño y se constató que el agua filtrada producida tenía calidad comparable a la obtenida con floculación, decantación y filtración rápida descendente, en cuanto a la remoción de turbiedad y color. En cambio no era tan eficaz la remoción de bacterias como el tratamiento completo.

Se obtuvieron reducciones del 30% en el consumo de coagulante. La velocidad de filtración en los clarificadores de contacto era de $120 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ con una máxima admisible de $180 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$. La velocidad de lavado recomendada fue del orden de $750 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$. Aunque fuera necesario descartar el agua filtrada durante cierto tiempo luego del lavado, la duración de la carrera resultó cerca de dos veces más prolongada que la observada en los filtros convencionales de escurrimiento descendente (esto filtrando agua decantada). Datos posteriores indicaron que en una planta de Leningrado, la velocidad de filtración fue de $400 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ con un manto de arena de 2,6 m de espesor.

Lenchevsky⁽¹⁾ citado por Hamman y McKinney (1968), al informar los trabajos con clarificadores de contacto, relataron que la “coagulación preliminar era indispensable”, aunque la idea original fue eliminar todas las unidades de pretratamiento. Sugirieron que la velocidad de filtración no superara $150 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$. Esto evitaría la expansión del medio granular utilizando arena con tamaño efectivo de 0,55 a 0,65 mm y coeficiente de uniformidad de 2,5. El lavado con flujo ascendente y velocidades entre 1100 y $1300 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ durante 7 a 8 minutos, era adecuado para mantener la arena limpia.

Minz⁽²⁾, citado por Hamann y McKinney (1968), al describir la operación de estos filtros, afirmó que la adición del coagulante debería hacerse inmediatamente antes de su ingreso a esas unidades. La finalidad era la de formar “microagregados” para tener dentro del lecho de arena, una coagulación más rápida y completa que la obtenida en las unidades hidráulicas o mecánicas, debido a su contacto con la superficie de los granos de arena.

Minz especificó que la arena no debía tener granos mayores a 2,0 mm ni menores a 0,5 mm, con tamaños medios entre 0,9 a 1,1 mm. El espesor del medio de arena debía ser cercano a 2,00 m con un manto soporte de grava de 35 a 40 cm de espesor. Este autor también recomendó que la velocidad de filtración no excediera de 120 a $150 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ para evitar la expansión de la arena durante la filtración. Consideró un ahorro en los costos iniciales entre 20 y 30 % respecto a plantas convencionales, al eliminar las unidades de floculación y decantación y como consecuencia reducir en un 50% el área necesaria.

A pesar de la eficiencia obtenida, la preocupación respecto a la fluidificación de las capas más fina de arena, condujo al desarrollo de dos tipos de filtros: el filtro “AKX” ideado por los soviéticos y el filtro hasta hoy denominado “Immedium”, creado por los holandeses.

En el filtro AKX (o “Bi-flow”) el agua coagulada es introducida al mismo tiempo por la parte superior del filtro encontrando las capas superficiales del manto de arena (escurrimiento en sentido descendente) y por el fondo del lecho (escurrimiento en sentido ascendente). El espesor de la capa de arena recomendada es de 1,5 a 1,65 m y el agua filtrada es recolectada mediante un sistema colector ubicado a 50 cm debajo de la superficie del manto de arena. La velocidad de filtración en el sentido descendente está entre 120 y $150 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ y en el sentido ascendente entre 180 a $210 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, para tener una velocidad de filtración total entre 300 y $360 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$.

De acuerdo a Smit (1963), la presión ejercida por el flujo descendente en las capas superficiales previene la posible expansión del lecho filtrante debido a la velocidad del flujo ascendente relativamente alta. Las obstrucciones de las boquillas del sistema colector de agua filtrada representa la mayor dificultad en la operación de los filtros. A pesar de ese inconveniente, se implantó en diversas ciudades soviéticas. Una representación esquemática del Filtro AKX se encuentra en la **Figura 2**.

El filtro “Immedium” posee, en la parte superior del manto de arena, una malla de placas verticales dispuestas en paralelo, que por efecto arco confieren resistencia al movimiento de los granos durante la filtración. Las placas deben estar distanciadas entre 100 a 150 veces el diámetro de los granos más finos, a fin de garantizar la resistencia necesaria a la fluidificación de la arena durante la filtración, pero sin dificultar la expansión de la arena

⁽¹⁾ LENCHEVSKY, O. Some recent trends in water treatment in U.R.S.S. Effluent and Water Treatment Journal, v.1, p.167, aut., 1961.

⁽²⁾ MINZ, D. Some results of research into drinking water purification and disinfection. Bulletin of the World Health Organization, v.26, p.553, 1962.

en ocasión del lavado. Datos referentes a este tipo de filtros indican buenos resultados para velocidad de filtración de 300 a 600 m³/m².d, dependiendo de las características del agua cruda y de la calidad deseada para el agua filtrada.

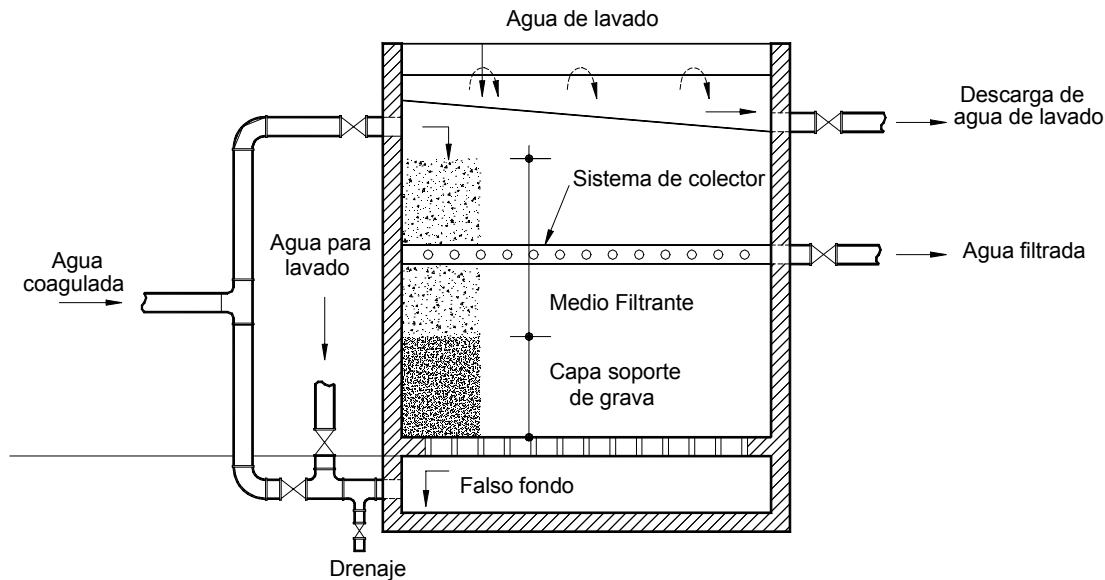


Figura 2. Esquema del Filtro Tipo AKX (Di Bernardo, 1993b)

Según Smit (1963), había más de 350 instalaciones de filtración ascendente en Holanda y en otros países de Europa a inicios de la década del 60.

En 1972, Miller informó la existencia de más de 600 instalaciones utilizando el filtro Immedium en varios países, inclusive en América del Norte. Este tipo de filtro ha sido utilizado para la producción de agua con fines de abastecimiento público e industrial y en el tratamiento terciario de aguas residuales. La **Figura 3** muestra un esquema del filtro Immedium.

Ives (1964) al efectuar algunas consideraciones sobre la filtración ascendente mencionó la posibilidad de que se levantara la arena si la pérdida de carga, a partir de una determinada sección hasta la parte superior del manto igualara el peso del material granular existente por encima de ese nivel, aumentando su porosidad y permitiendo que el material depositado y el que se encuentra en suspensión escapen en el agua filtrada. Consecuentemente, este filtro sería eficiente si tuviera altura suficiente para proveer el peso necesario o alguna restricción en la parte superior para evitar ese efecto. En tal sentido, el autor citó los filtros rusos, el filtro Immedium y el filtro AKX.

Diaper e Ives (1965), realizaron estudios en laboratorio comparando la filtración ascendente y descendente. Para las mismas condiciones de operación la filtración ascendente fue más eficiente que la descendente. Para este estudio comparativo, la arena utilizada estaba estratificada variando de tamaño de 0,6 mm en la capa superficial hasta 1,2 mm en la inferior. La altura total del manto de arena era de 1,2 m. Las velocidades de filtración variaron de 120 a 240 m³/m².d, filtrando suspensiones con concentración de sólidos suspendidos entre 100 y 500 mg/l.

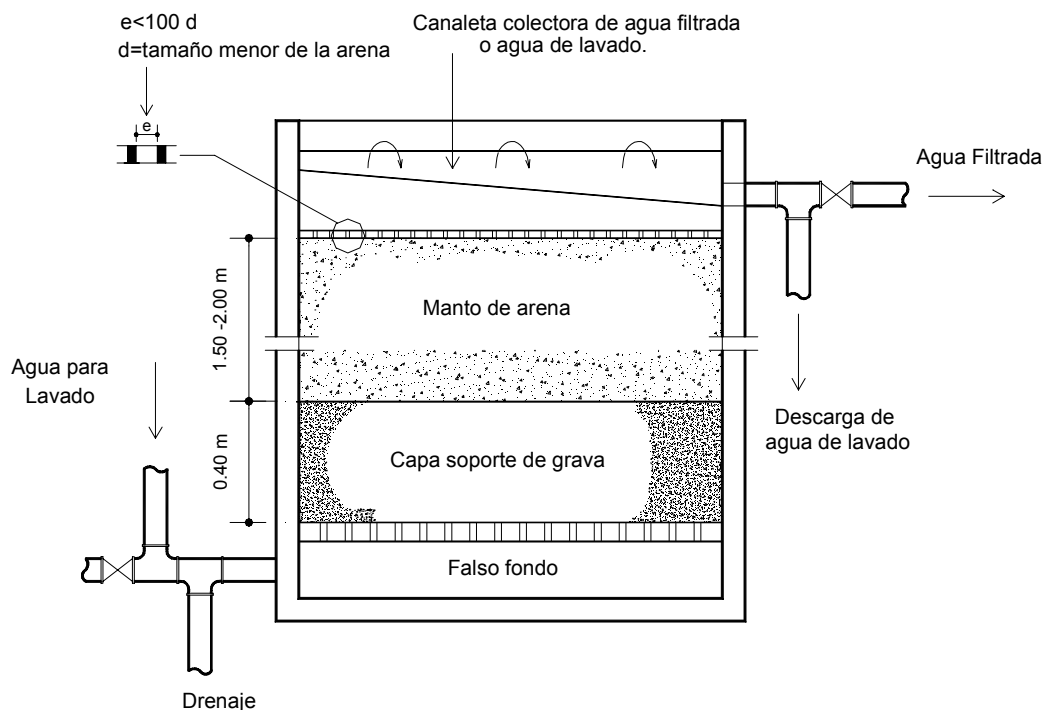


Figura 3. Esquema del Filtro Immedium (Di Bernardo, 1993b)

Las pruebas con escurrimiento ascendente se ejecutaron utilizando un disco perforado en la parte superior de la arena para prevenir la expansión o fluidificación. Se obtuvieron carreras más largas para la filtración ascendente; sin embargo la eficiencia en la remoción de sólidos suspendidos fue mayor en el filtro descendente. Los investigadores también trabajaron con filtros de capa triple (antracita-arena-grava fina), obteniéndose resultados superiores a los de los filtros de arena antes estudiados, en lo que respecta a la velocidad del aumento de la pérdida de carga y a la calidad del agua filtrada. Se comprobó, también, que el lavado del filtro ascendente constituía un “problema”, siendo necesario usar aire con cierta frecuencia para romper el medio compactado antes del lavado con agua. También se consideró benéfico hacer pasar agua en sentido descendente al inicio del lavado para limpiar la parte inferior del manto de arena.

Los autores reconocieron el potencial de la filtración ascendente debido a la posibilidad de obtener el escurrimiento del agua en el sentido de los granos más gruesos a los más finos utilizando mantos simples de arena. Mientras tanto, recomendaron estudiar mejor la filtración ascendente para su futura utilización.

Hamann y McKinney (1968), a partir de una amplia revisión de la literatura sobre la filtración ascendente, juzgaron importante probar experimentalmente las recomendaciones soviéticas con agua del río Kansas (EE.UU.).

Los investigadores trabajaron con dos filtros pilotos ascendentes (de 150 mm de diámetro), similares a los clarificadores de contacto, tratando de investigar la influencia de la velocidad de filtración y de la altura del manto de arena, en especial con altas

velocidades de filtración. El coagulante fue el sulfato de aluminio, con dosis determinadas en cada carrera de filtración por medio de ensayos de Jar-Test. Se adicionó también un polímero orgánico.

En todos los ensayos, las carreras terminaron o por “levantamiento” (ruptura) del manto de arena o por la fluidificación de los granos de arena más finos. La alcalinidad total del agua cruda a lo largo de la investigación varió de 160 a 250 mg/l y el pH de 7,3 a 8,2. La turbiedad varió de 17 a 460 UT.

Se estudiaron tres alturas del manto de arena: 0,60, 1,20 y 1,80 m. Las características granulométricas de la arena fueron: tamaño efectivo = 0,55 mm, tamaño medio = 0,9 mm, tamaño de los granos = 0,42 a 2,4 mm, coeficiente de uniformidad = 2,0 y porosidad inicial = 0,41. La capa soporte fue de 30 cm, formada por tres sub-capas de grava con tamaños 12,7 a 19,0 mm, 9,6 a 12,7 mm y 4,8 a 9,6 mm (en el sentido ascendente).

Según los autores, los resultados obtenidos con un manto de arena de 0,60 m de espesor y sin malla en su parte superior, fueron relativamente pobres. Para velocidades de filtración de $240 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ o menores, la turbiedad del agua filtrada permaneció debajo de 2 UT. Sin embargo, las carreras de filtración fueron muy cortas debido a la ruptura del manto de arena, concluyendo algunas veces en menos de 1 hora de operación. La pérdida de carga en esos ensayos varió de 0,35 a 0,65 m.

Con la colocación de una malla en la parte superior del manto de arena, se obtuvieron carreras más largas, aún con el aumento significativo de la turbiedad del agua cruda ocurrido en el período de ejecución de los ensayos. La pérdida de carga final aumentó de 2,2 a 3,6 m. Los filtros, operados con la malla en su parte superior, no fueron susceptibles a la rotura como cuando fueron operados sin la misma.

Para la altura del manto de 1,2 m y sin el uso de malla en la parte superior del manto de arena, se obtuvieron mejores resultados que en las condiciones anteriores, con mejor calidad del efluente y menos problemas con la ruptura del manto de arena. Sin embargo, la duración de las carreras resultaron inferiores a 4 horas, terminando por la ruptura del manto de arena o fluidificación de los granos menores. La pérdida de carga final varió de 0,35 a 1,20 m.

Para una altura del manto de arena igual a 1,8 m, sin uso de malla en la parte superior del manto y operando con una velocidad de filtración de $240 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, dosis de sulfato de 79 mg/l, dosis de polímero de 0,5 mg/l y la turbiedad del agua cruda variando de 140 UT hasta 260 UT, la turbiedad del efluente siempre fue menor a 2,5 UT con una carrera de 4,5 hs de duración. La pérdida de carga final fue del orden de 2,10 m, con aumento de 1,15 m en relación a la inicial. El lavado del filtro con agua resultó ser ineficiente, con velocidades del orden de $1300 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, particularmente en la parte inferior del manto de arena y en la grava. Se aplicó lavado con aire y agua, observándose visualmente su mayor eficiencia.

Las conclusiones principales presentados por los autores fueron:

- Con el aumento del espesor del manto de arena en los filtros ascendentes se obtuvo mejores resultados con menos problemas de ruptura del manto de arena.
- Con el uso de una malla en la parte superior del medio filtrante resultaron carreras más prolongadas y mayor capacidad de retención de sólidos.

- Durante el lavado el uso de aire fue necesario para mejorar la limpieza de las capas inferiores de la arena y de la grava.
- La filtración ascendente mostró ventajas sobre los filtros rápidos de gravedad con escurrimiento descendente, debido al uso de todo el manto de arena para la remoción de material suspendido.

Así y todo, el uso de la filtración directa ascendente para fines de abastecimiento público continuó despertando poco interés en los EE.UU.

2. EVOLUCIÓN DE LA TECNOLOGÍA EN EL BRASIL

2.1. CONSIDERACIONES INICIALES

En Brasil, la tecnología de filtración directa ascendente se aplicó por primera vez por la Fundación de Servicios Especiales de Salud Pública (SESP) en las ciudades de Colatina (ES) y Ponta Grossa (PR) conforme a lo relatado por Grinplastch (1971).

En la ciudad de Colatina se construyó un clarificador de contacto para tratar 30 l/s, con una velocidad de $160 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$, que podía funcionar también como filtro de una planta de tratamiento completo, recibiendo agua decantada cuando la turbiedad del agua cruda fuese mayor que 150 UT.

El filtro era de planta cuadrada, de lado igual a 4,00 m y altura de 4,60 m. La arena utilizada tenía un diámetro efectivo de 0,7 mm, coeficiente de uniformidad de 2,5, tamaño de los granos entre 0,49 y 2,4 mm y espesor del manto de 2,00 m. El manto soporte tenía una altura de 0,6 m con grava de tamaño variable de 25,4 mm (en la capa inferior) hasta 2,4 mm (en la capa superior). Esos parámetros de proyecto fueron basados en los datos presentados por Hamann y McKinney (1968).

En la ciudad de Ponta Grossa se operó un filtro piloto con medio filtrante y manto soporte con las mismas características del filtro de Colatina.

Los principales resultados de las primeras pruebas realizadas en esas instalaciones fueron:

- El clarificador de contacto de Colatina, recibiendo agua decantada de la planta de tratamiento cuya turbiedad varió de 2 a 10 UT, funcionó durante 60 horas y produjo, sin aplicación adicional de coagulante, agua filtrada con turbiedad menor que 0,1 UT la mayor parte del tiempo.
- El lavado efectuado luego del vaciado parcial del filtro con descarga de fondo, alcanzó mejores resultados que el efectuado sin ese procedimiento.
- El filtro piloto de Ponta Grossa, tratando agua con color que variaba entre 40 y 200 UC y hierro total entre 1,0 y 2,0 mg/l, funcionó durante 24 horas reduciendo esos tenores a 0 y 0,15 mg/l respectivamente, operando con velocidad de $120 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$.

Posteriormente Grinplastch y Wasniewski (1974), publicaron los resultados de los experimentos realizados durante un año en esa ciudad que justificaron la construcción de la planta. Los datos principales de la investigación fueron los siguientes:

- Velocidad de filtración = $120 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$.
- Duración media de las carreras = 30 horas.
- Lavado: con agua cruda durante 5 a 10 min.
- Descarte inicial del efluente durante 25 a 40 min.
- Color aparente del afluente = 60 a 160 UC.

- Color aparente del efluente < 2,5 UC.
- Pérdida de carga inicial = 0,65 a 0,85 m.
- Pérdida de carga final = 2,10 a 3,10 m.
- Concentración de hierro total en el afluente = 1,1 a 1,5 mg/l.
- Concentración del hierro total en el efluente = 0,05 a 0,15 mg/l.

El costo de la construcción de la instalación de filtración directa ascendente, para abastecer una población de 170.000 habitantes, resultó cerca de 2,5 veces menor que el de una planta de tratamiento completo (la que incluye floculación y decantación antes de la filtración rápida descendente).

Azevedo Netto (1973) publicó en Brasil los principales parámetros de proyecto de la filtración directa ascendente basado principalmente en la experiencia soviética e inglesa:

- 1). Altura de agua sobre el manto filtrante = 1,80 a 2,30 m.
- 2). Altura del manto filtrante = 2,00 a 2,50 m.
- 3). Altura del manto soporte = 0,4 a 0,6 m.
- 4). Altura total de la caja del filtro = 4,20 a 5,00 m.
- 5). Tamaño efectivo de la arena = 0,7 a 0,8 mm.
- 6). Coeficiente de uniformidad < 2,0.
- 7). Tamaño de los granos = entre 0,7 y 2,00 mm.
- 8). Capa soporte con grava de tamaño entre 4 y 30 mm.
- 9). Fondo de los filtros constituido de sistemas de tuberías perforadas con orificios hacia abajo.
- 10). Velocidades de filtración recomendada entre 120 y 150 m³/m².d.
- 11). Lavado con agua durante 6 a 8 min. con velocidades de 1000 a 1300 m³/m².d.
- 12). Consumo medio de agua para lavado = 5% del volumen producido.

Con relación a la velocidad de filtración, el autor aclaró que el uso de valores más elevados podría ocasionar una reducción excesiva del tiempo de funcionamiento entre lavados y deterioro del efluente. Dentro de las desventajas de la filtración directa ascendente destacó la posibilidad de fluidificación del manto de arena.

Arboleda (1977) durante el 9° Congreso Brasileiro de Ingeniería Sanitaria, comentó diversos aspectos de la filtración ascendente, resaltando que las características hidráulicas del filtro ascendente son muy distintas a las del filtro descendente. Debido a la mayor altura del filtro ascendente, la presión estática sobre el fondo es mayor que en el filtro descendente. Esta presión tiende a aumentar con el tiempo en el primero, mientras que en el segundo tiende a disminuir; haciendo que no se tenga presión relativa negativa en el filtro ascendente, lo que puede suceder en el descendente; en el filtro ascendente la arena tiene tendencia a expandirse mientras en el descendente a compactarse.

El autor también clasificó los filtros descendentes en “filtros terminales” cuando reciben agua decantada y “filtros de contacto cuando reciben agua coagulada. Consideró a los filtros de flujo ascendente en desventaja respecto de los filtros descendentes en el tratamiento completo, debido al mayor consumo de agua de lavado, mayores dimensiones con mayores costos y menor confiabilidad en el aspecto sanitario.

Por otro lado, Arboleda (1977) consideró a los filtros de contacto muy ventajosos por ser de bajo costo, al realizarse en una única unidad todos los procesos de clarificación. Como desventaja del filtro ascendente, señaló la fluidificación parcial periódica del manto superior del lecho filtrante.

El autor describe que a medida que las capas superiores del lecho se van colmatando, la velocidad intersticial aumenta y la fuerza de fricción generada por el flujo puede llegar a superar el peso de los granos. En este momento, el lecho se expande de manera similar al que produce durante el lavado, ocasionando la liberación de parte de los sólidos acumulados en el interior de los filtros. Al ocurrir esta situación la velocidad intersticial disminuye y el lecho vuelve a su altura normal. Este proceso se repite cíclicamente, lo que produce un deterioro de la calidad del efluente, teniendo mayor o menor importancia de acuerdo a la duración de la carrera de filtración y a la naturaleza de los flóculos producidos. Si éstos son resistentes y las carreras son cortas, hay menor tendencia a producir fluidificaciones periódicas que si los flóculos son menos resistentes y las carreras son más prolongadas.

El autor consideró también que los filtros ascendentes requieren capas de arena de gran espesor para evitar la fluidificación, del orden de 1,80 a 2,40 m, ya que valores menores llevarían a carreras excesivamente cortas. Esto hace que los filtros sean más difíciles de lavar y presenten un costo de construcción más alto y reiteró el concepto de la necesidad de lavar con aire y agua, recomendando realizar una descarga de fondo antes del lavado del filtro, según lo indicado por Grinplastch (1971).

Otra objeción al uso de la filtración ascendente sería que el agua filtrada sale por el mismo conducto que el agua de lavado, cuya contaminación es considerable. Además, el agua filtrada quedaría expuesta en la parte superior del filtro a una eventual contaminación accidental. Estas objeciones pueden resolverse colocando el caño colector de agua filtrada por encima del caño colector de agua de lavado, teniendo la precaución de proveer una cobertura para los filtros.

Otra desventaja, según el autor, sería el mayor tiempo de maduración del filtro en relación a la filtración descendente, llevando a un mayor consumo de agua para el lavado.

Según Arboleda (1977) se consideran los siguientes parámetros para ser utilizados en la filtración ascendente:

- Color: en el 90% del tiempo inferior a 40 UC y en períodos cortos de hasta 60 UC.
- Turbiedad: en el 90% del tiempo inferior a 100 UT, en el 80% del tiempo inferior a 50 UT y en períodos cortos hasta 250 UT, debiendo tener poca o lentas variaciones la calidad del agua cruda.

Tales recomendaciones fueron consideradas conservadoras por el propio autor, pudiendo admitirse valores más altos en caso que se proceda a un estudio en planta piloto. En relación a las especificaciones del lecho filtrante, se recomendaron las siguientes:

- Profundidad total del manto = 1,80 a 2,40 m (valor medio 2,00 m).
- Capa soporte = 0,45 a 0,60 m, con tamaño de grava semejante al utilizado en los filtros descendentes.
- Espesor de la arena = 1,55 a 1,95 m.
- Tamaño de los granos = 0,5 a 2,0 mm, con tamaño medio de 0,9 a 1,1 mm, tamaño efectivo = 0,7 mm y coeficiente de uniformidad = 2,5.
- Velocidad de filtración = 120 a 150 m³/m².d.

Para comparar el funcionamiento de los filtros ascendentes que reciben agua decantada, Di Bernardo y Matsumoto (1987) realizaron una investigación experimental, trabajando con cuatro filtros pilotos montados en paralelo, uno de ellos con arena convencional (tamaño de los granos entre 0,42 y 1,41 mm y espesor del manto igual a 0,7 m) y los otros con arena de la misma granulometría (tamaño de los granos entre 0,59 y 2,00 mm) y mantos de espesor igual a 0,70, 1,00 y 1,30 m.

Las velocidades de filtración estudiadas fueron de 120, 160, 180, 240 y 280 m³/m².d, habiéndose repetido algunos ensayos para la recolección de muestras del afluente y de los efluentes para la ejecución de exámenes bacteriológicos. El lavado de los filtros se efectuó con aire, insuflado durante 5 min., con velocidad de aproximación de 15 l/s.m², seguido del lavado con agua para provocar la expansión del 20% en el manto de arena.

Los autores concluyeron que:

- a) Para velocidades de filtración comprendidas entre 120 y 280 m³/m².d, la filtración descendente convencional en arena produce agua filtrada con calidad física y bacteriológica mejor que los filtros ascendentes.
- b) En la filtración ascendente se producen mayores volúmenes de agua filtrada cuando se la compara con la descendente.
- c) Cuanto más grande es el espesor del manto de arena en la filtración ascendente mayor volumen de agua filtrada se obtiene con una misma velocidad de filtración.
- d) Cuanto mayor es la velocidad de filtración, menor es el volumen de agua producido en la filtración ascendente para lechos de arena del mismo espesor.
- e) Si bien en el filtro descendente la terminación de la carrera de filtración se produce al alcanzarse la pérdida de carga límite en el manto de arena, en los filtros ascendentes se observó el paso de flóculos en el efluente para todas las velocidades de filtración y espesores del manto de arena estudiadas.
- f) Independientemente del sentido de la filtración, ascendente o descendente, la calidad bacteriológica del efluente empeoró con el aumento de su turbiedad.

Richter (1977), al tratar los aspectos operacionales de la filtración directa ascendente, consideró que el depósito de flóculos y la pérdida de carga se distribuyen uniformemente a través del manto filtrante. A medida que prosigue la filtración, puede haber un momento en donde se produce la fluidificación de la arena, como se observa en el lavado, aumentando la porosidad y permitiendo que el material depositado sea arrastrado por el flujo de agua. La pérdida de carga es el factor predominante en la fluidificación de la

arena y la velocidad de filtración, dentro de ciertos límites, tienen poca o ninguna influencia.

El medio filtrante está constituido normalmente por un manto de arena con tamaño efectivo de 0,8 mm, coeficiente de uniformidad en torno a 1,7 y masa específica igual o superior a $2,65 \text{ t/m}^3$, siendo el diámetro mínimo de arena de 0,7 mm y el máximo de 2 mm.

El autor analizó la velocidad para la cual ocurriría la fluidificación en la subcapa superior de la arena con el filtro limpio, siendo numéricamente igual a $750 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$, calculada a través de la ecuación de Richardson y Zaki indicada por Cleasby (1972). Para ello se consideró el diámetro del menor grano igual a 0,7 mm, con lo que se llega a una velocidad de sedimentación igual a 10,84 cm/s, número de Reynolds igual a 75, resultando la velocidad ascensional del orden de 0,88 cm/s o $750 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$. Sin embargo se debe observar que la ecuación de Richardson y Zaki es válida para el número de Reynolds comprendido entre 200 y 500. La aplicación de la ecuación correcta, válida para el número de Reynolds en la faja de 1 a 200, llevaría la velocidad ascensional al valor de 0,23 cm/s (200 m/d), menor que el valor indicado.

Según Richter (1977), la fluidificación de la arena se produce cuando la pérdida de carga en una sección cualquiera iguala el peso de las partículas del medio sobre ella. Admitiendo una distribución uniforme de la pérdida de carga, la fluidificación se produce cuando la pérdida de carga alcanza 0,95 L (siendo L el espesor del manto), para arena con masa específica de 2,65 y porosidad 0,42. Por seguridad, el autor recomendó el valor de 0,75 L. Se mencionó también que la altura del agua sobre la parte superior del manto filtrante no influía en la fluidificación, siendo importante mantener una altura mínima para evitar pérdida de material granular.

En el inicio de los años ochenta, Di Bernardo et al. (1982) presentaron los resultados de un trabajo teórico y experimental desarrollado con el objetivo de optimizar los criterios de proyecto de instalaciones de filtración ascendente en el Brasil. Según los autores, todavía se utilizaban las recomendaciones de Azevedo Netto (1973) desde la introducción de la técnica en el país, las cuales en general, eran fundamentadas en investigaciones realizadas en otros países, no siempre adaptables a las condiciones brasileiras.

Diversas consideraciones teóricas analizaron sobre la fluidificación de medios porosos, destacándose la velocidad mínima de fluidificación en base a la ecuación de Wen y Yu presentada por Amirtharajah (1971). Para arena con tamaño de granos entre 0,59 y 2,40 mm, la velocidad mínima de fluidificación calculada para los granos menores por Di Bernardo et al. (1982) resultó igual a $276 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$. Debajo de ese valor no debería producirse fluidificación en la parte superior del lecho filtrante (para granos esféricos y temperatura del agua de 20°C). También formularon consideraciones teóricas sobre las características hidráulicas de la filtración ascendente, destacando que la altura del agua sobre la parte superior del lecho de arena debería ser ligeramente superior a la que resulte con la expansión deseada durante el lavado, al contrario del criterio hasta entonces recomendado de 1,80 y 2,40 m.

Consecuentemente la caja del filtro y la cámara de distribución del agua coagulada a los filtros podría tener alturas menores. La investigación experimental se desarrolló en una instalación piloto, cuyo filtro era de sección cuadrada, con lado igual a 20 cm. Se probó con mantos de arena con espesores iguales a 1,60 m, 1,80 m y 2,00 m, diferentes alturas de agua sobre la parte superior del medio filtrante y arenas con diferentes granulometrías. Las velocidades de filtración aplicadas para cada esquema de filtro

(altura de arena y altura de agua sobre el manto) fueron de 120, 150, 180, 210 y 240 m³/m².d.

El criterio empleado para dar por terminada la carrera de filtración se basó en la turbiedad del efluente, cuando llegaba a 5,0 UT (patrón de potabilidad vigente en la época) o pérdida de carga total igual a 2,40 m. El manto soporte, constituido de grava con tamaños decrecientes entre 63,50 y 2,00 mm, permaneció inalterado durante los estudios. En puntos intermedios del filtro se colocaron piezómetros y tomas para la toma de muestras para lectura de turbiedad.

Los resultados obtenidos comprobaron que la altura de la lámina líquida sobre la parte superior del manto de arena no ejercía influencia sobre la calidad del agua filtrada cuando la lámina era del orden de 0,35 m, siendo que la lámina mayor (1,75 m) sólo hacía el lavado más difícil.

También despertó interés el papel desempeñado por la capa soporte de grava en la remoción de turbiedad, entre el 20% y 80%, habiendo observado allí un aumento en la pérdida de carga de 2 hasta 85 cm.

En lo que se refiere a la influencia de la granulometría, se observó que para la menor granulometría empleada (0,42 a 0,84 mm) solamente cerca de 0,40 a 0,60 m (de un total de 1,60 m), produjo del 60 al 90% de la pérdida de carga total indicando que, o el espesor del manto filtrante podría ser menor o se podría utilizar granos de mayor tamaño. Sin embargo, en los filtros en que se utilizaron granos de mayor tamaño (hasta 1,41 mm) hubo diversas carreras limitadas por aumento de la turbiedad.

Es importante considerar que el afluente era agua coagulada obtenida después de la mezcla rápida de la planta de tratamiento de ciclo completo, con dosis de coagulante apropiadas para producir la coagulación en el mecanismo de barrido, lo que ciertamente favoreció el aumento de la turbiedad en el efluente por escape de flóculos.

Específicamente, con relación a las velocidades de filtración empleadas, los autores concluyeron que era posible obtener un efluente de calidad satisfactoria con velocidades de filtración elevadas, como 240 m³/m².d resultando, sin embargo, carreras más cortas. Recomendaron que se adoptasen velocidades de filtración inferiores a 240 m³/m².d, preferentemente entre 150 y 200 m³/m².d. También sugirieron que se estudiase un método adecuado para la limpieza de la capa de grava.

2.2. EFECTO DE LA COAGULACIÓN EN EL DESEMPEÑO DE LA FILTRACIÓN

La coagulación, el pretratamiento químico para la desestabilización de partículas, que se describe en numeral 6 del presente Capítulo de las Fundamentaciones, constituye el factor más importante para la producción de agua filtrada de buena calidad, principalmente cuando se emplea filtración directa. El pretratamiento cuando se efectúa de manera inadecuada puede acarrear la producción de efluente de mala calidad, aún para bajas velocidades de filtración. En ese sentido, una contribución importante fue la de Amirtharajah y Mills (1982): el diagrama de coagulación desarrollado mediante la utilización de una amplia información recogida por la literatura sobre el diagrama de solubilidad del aluminio (**Figura 4**). Según los autores, el procedimiento por ellos adoptado posibilitó establecer las condiciones de pH y dosificación de coagulante en el

caso del sulfato de aluminio, para la desestabilización efectiva de partículas a través de los diferentes mecanismos de coagulación.

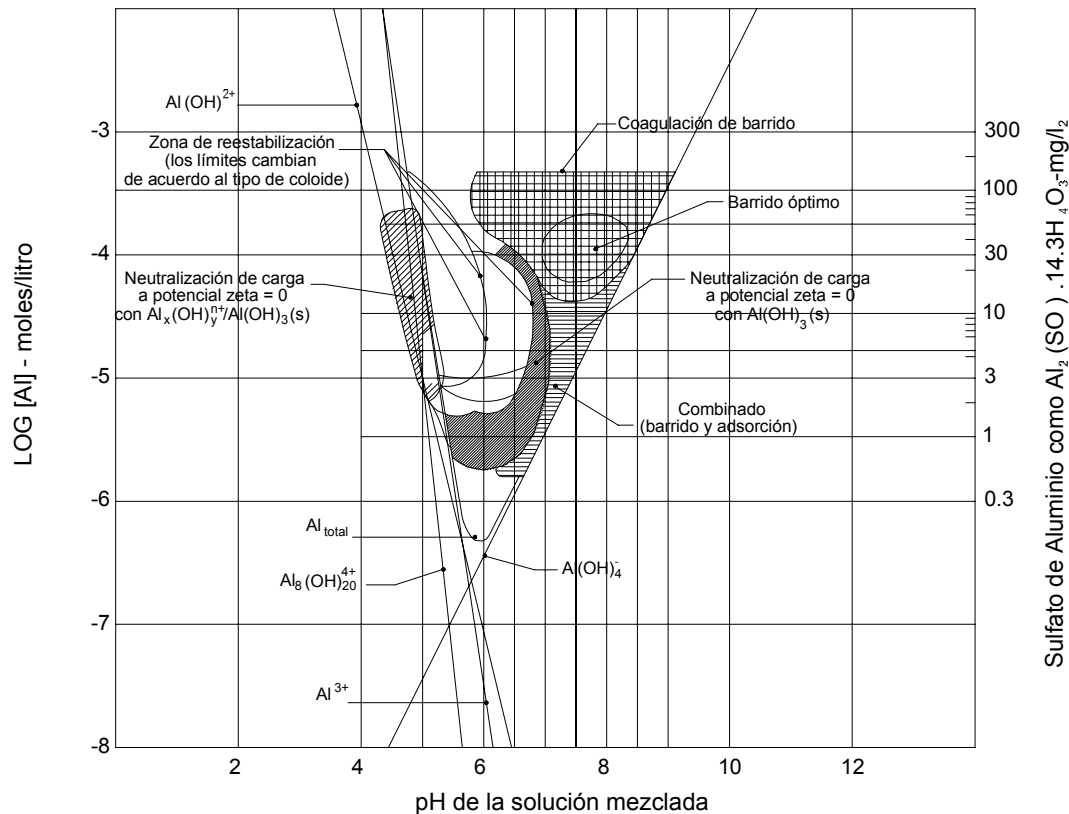


Figura 4. Diagrama Típico de Coagulación Empleando Sulfato de Aluminio como Coagulante (Amirtharajah y Mills, 1982)

Esta herramienta permite establecer las condiciones apropiadas para la coagulación en sistemas de filtración, principalmente de filtración directa, tanto en los trabajos de investigación en instalaciones piloto como en estaciones de tratamiento en operación. En el trabajo citado, Amirtharajah y Mills plantearon lo siguiente: “Un importante aspecto de la zona de reestabilización nunca fue muy destacado o indicado en la literatura.

Dado que la reversión de cargas se produce en el límite de la zona de reestabilización, sería evidente que el área de carga cero estaría localizado fuera de ese límite. Siendo así, una coagulación muy buena debería producirse a lo largo de una sección estrecha de este límite, predominando el mecanismo de adsorción-desestabilización. La localización precisa de la línea correspondiente a la movilidad electroforética nula es también dependiente de la cantidad de especies hidrolizadas de aluminio necesarias para la neutralización de las cargas así como de la presencia de aniones”. Para la condición particular de la suspensión coloidal utilizada en la construcción del diagrama presentado por los autores, puede observarse que en la región denominada “corona” el dosaje de sulfato de aluminio variaba en la faja de 3 a 30 mg/l y pH en la faja de 5,0 a 7,0. Así y todo, los límites que definen las diferentes regiones pueden variar un poco en función de las características del agua cruda en cada caso.

Amirtharajah y Mills (1982) probaron el uso del diagrama para remoción de turbiedad, promoviendo la coagulación de una suspensión coloidal en diferentes condiciones de pH y dosis de sulfato, observando también la influencia de la mezcla rápida en cada caso. La turbiedad inicial varió entre 17 a 27 UT. Se adicionó bicarbonato de sodio a fin de mantener la alcalinidad en 80 mg CaCO_3/l . Las dosis de sulfato de aluminio variaron entre 1 a 40 mg/l y el pH varió en la faja de 4,0 a 9,0 a fin de cubrir las regiones específicas del diagrama de coagulación. El pH fue controlado por la adición de ácido clorhídrico. Para cada dosis de sulfato se utilizaron tres modos diferentes de mezcla rápida. Por la comparación de los resultados obtenidos con el diagrama de coagulación, los investigadores pudieron indicar el mecanismo de coagulación predominante. Los principales resultados de la investigación experimental para la comparación entre la eficiencia de las diferentes condiciones de mezcla rápida se presentan en la **Figura 5**.

El punto obtenido en el diagrama de coagulación (**Figura 4**) por la dosificación de 4,75 mg/l de sulfato de aluminio (como $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14,3\text{H}_2\text{O}$) juntamente con pH igual a 7,0 se situó en la región de adsorción-desestabilización, esto es, la región corona alrededor de la zona de reestabilización. La movilidad electroforética tendiendo a cero confirmaba este hecho.

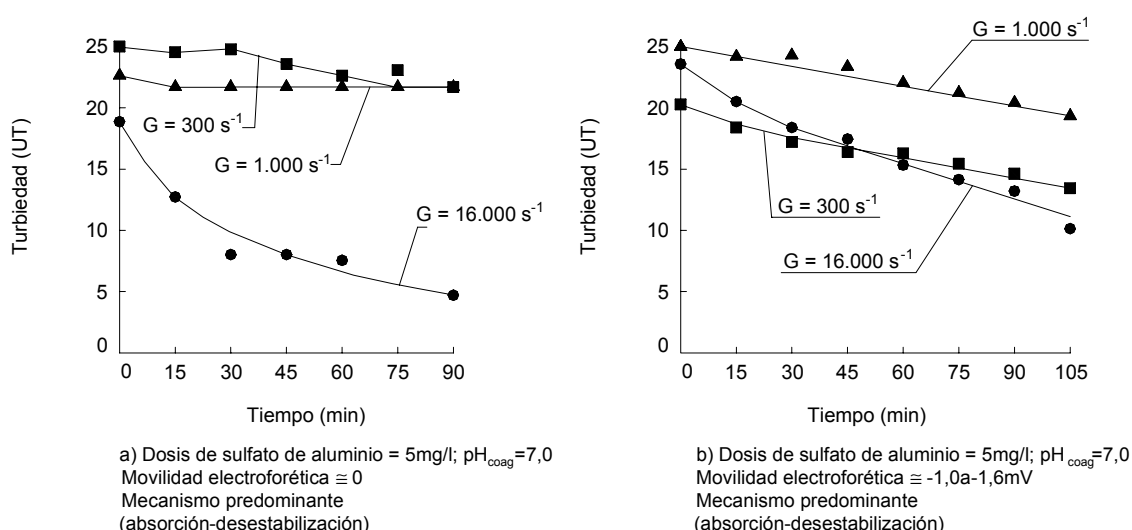


Figura 5. Curvas de Turbiedad del Agua Decantada luego de la Coagulación en Diferentes Condiciones (Amirtharajah y Mills, 1982)

A partir de los resultados obtenidos, Amirtharajah y Mills (1982) concluyeron que para la coagulación en el mecanismo de adsorción-desestabilización, hay una clara superioridad de la mezcla rápida instantánea y de alta intensidad ($T=1\text{s}$; $G=16000$), en relación a las otras condiciones (con mayor tiempo y menor gradiente). Los investigadores también adelantaron que la coagulación en la región corona del diagrama es la más adecuada cuando se trabaja con filtración directa. Esto se debe a que en este caso no hay necesidad de lograr flóculos sedimentables, pero sí partículas desestabilizadas que deberán ser retenidas en la capa filtrante.

Wagner y Hudson (1982), al evaluar los datos operacionales de diversas estaciones de filtración directa de varios países, inclusive del Brasil, detectaron el enorme potencial de trabajar con bajas dosis de coagulante en la filtración directa ascendente. Estos investigadores juzgaron que los resultados prácticos obtenidos, particularmente en cuanto a la efectiva desestabilización de partículas con dosis bajas de sulfato de aluminio, parecían consistentes respecto al diagrama de coagulación presentado por Amirtharajah y Mills (1982).

Una contribución importante de Wagner y Hudson (1982), fue la presentación de un ensayo simple de laboratorio utilizando equipo de Jar-Test para una evaluación rápida de la posibilidad de tratar determinada agua con filtración directa descendente. Los resultados fueron compatibles con los obtenidos en estudios en escala piloto y prototipos, con economía de tiempo y de recursos. La prueba de laboratorio se aplica para identificar los niveles mínimos de tratamiento que logren producir agua de baja turbiedad, luego de que la misma sea filtrada en papel de filtro Whatman-40.

Mientras tanto, el tipo coagulante, el polímero más efectivo y su dosis óptima, la secuencia de su aplicación, la intensidad y tiempo de mezcla ideales, se deben obtener en instalación piloto de escurrimiento continuo. La técnica recomendada por los autores dura de 2 a 3 minutos y el papel debe utilizarse sólo una vez y descartarse. Según los autores, cuando las dosis requeridas para obtener agua filtrada con baja turbiedad sea inferior a 6 ó 7 mg/l con adición de pequeñas dosis de polímero, el agua cruda tiene que ser tratada por filtración directa. Por lo tanto, cuando se necesitan dosis mayores que 15 mg/l, el tratamiento por filtración directa puede no ser adecuado.

Di Bernardo (1985), en base al trabajo de Wagner y Hudson (1982), evaluó la posibilidad del empleo de la filtración directa ascendente para el agua proveniente de represa, cuyas características favorecían la aplicación de la técnica. Se realizaron pruebas de laboratorio filtrándola en papel de filtro Whatman 40 y también ensayos en instalación piloto, para las mismas condiciones de pH y dosis, con velocidad de filtración de $180 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$.

Los resultados mostraron que había una consistencia entre los datos que comparaban la turbiedad del agua filtrada obtenida por los dos métodos, ya que luego de transcurridos cerca de 30 minutos de filtración en la instalación piloto, los resultados obtenidos eran mejores o iguales a los de papel de filtro. El autor resaltó la validez de la aplicación de la técnica de filtración en papel Whatman 40, recomendando que luego de la constatación de la posibilidad de empleo de la filtración directa ascendente o descendente, se realizase la investigación en instalación piloto para obtener parámetros de proyecto de grandes instalaciones. En base a los resultados obtenidos en esa investigación, se proyectó y construyó la instalación para la ciudad de Descalvado-SP (Brasil), con capacidad nominal de 100 l/s, la cual funcionó en 1988 y está produciendo agua filtrada con turbiedad consistentemente inferior a 1 UT.

En un trabajo de campo realizado en la planta de tratamiento de agua de San Carlos, Mendes (1985), utilizando instalación piloto de filtración directa ascendente (**Figura 6**), comprobó el mejor desempeño de los filtros cuando se aplicaba una dosis de sulfato menor del adoptado en la planta para el tratamiento completo. Se operaron dos filtros en paralelo con velocidades comprendidas entre 120 y $240 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$. En uno de ellos se realizó la filtración con aplicación de agua coagulada en la planta y en el otro se usó agua coagulada con dosis menores de sulfato de aluminio (reducción de 25, 50 y 75% en las dosis de la planta).

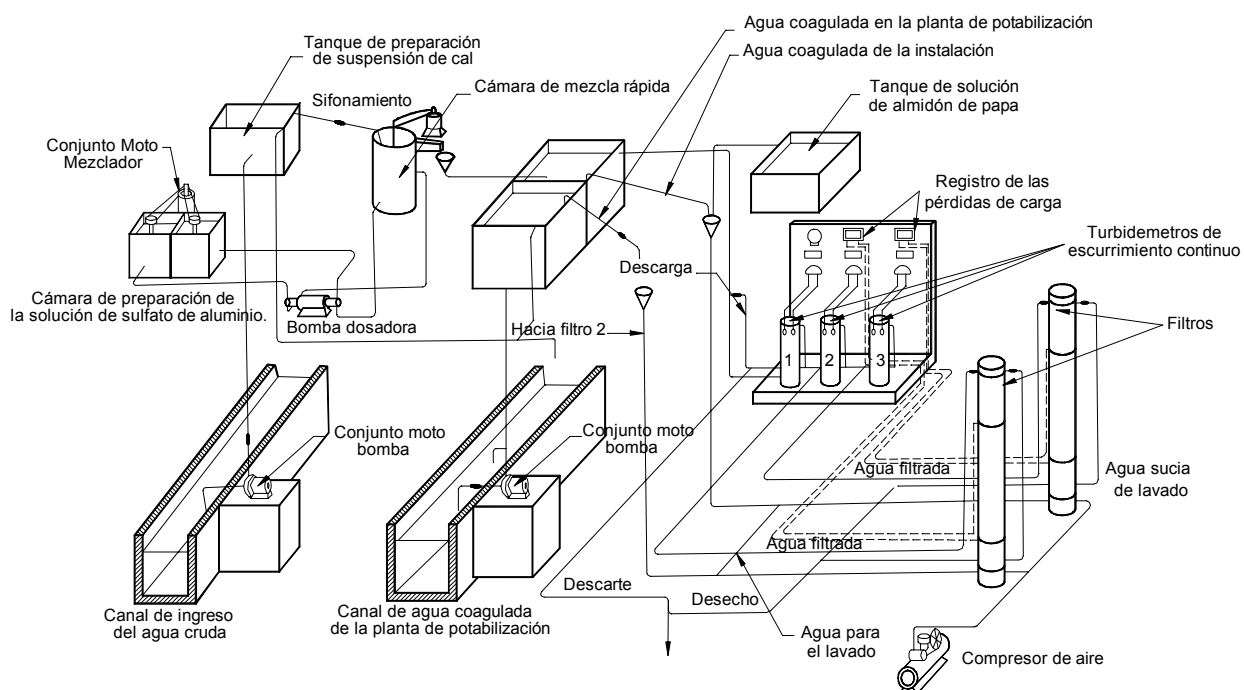


Figura 6. Esquema de la Instalación Piloto utilizada por Mendes (1985)

En la **Figura 7** se muestran los resultados cuando los dos filtros recibieron agua coagulada en la instalación piloto con el fin de comprobar la igualdad de sus materiales granulares. Se observa que tanto en las curvas de pérdida de carga como en las de la turbiedad de los efluentes filtrados, son prácticamente iguales.

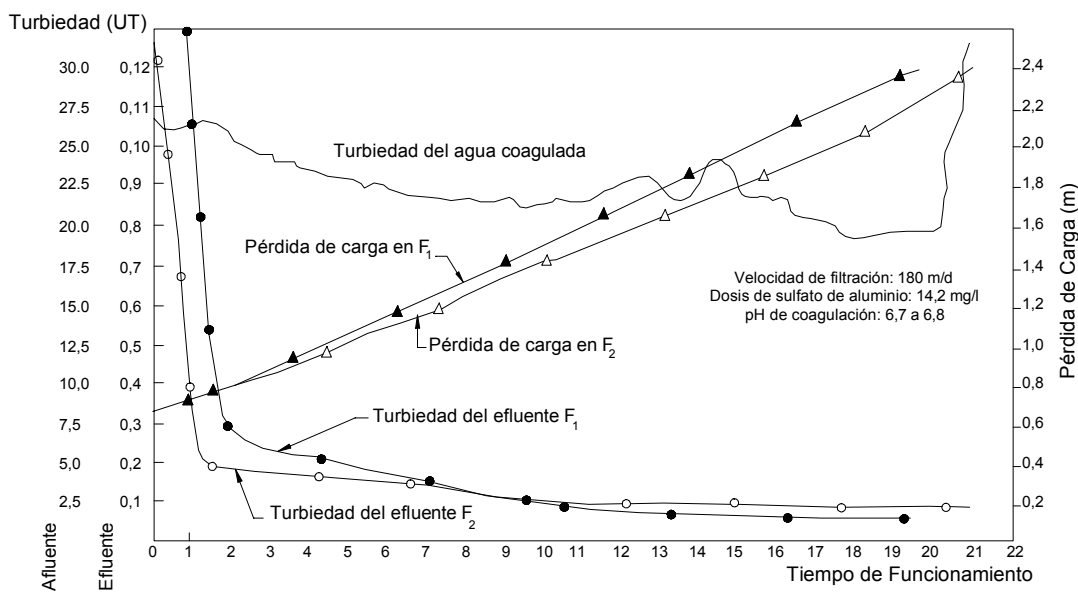


Figura 7. Filtros F_1 y F_2 recibiendo agua coagulada de la Instalación Piloto

En la **Figura 8** se muestran los resultados cuando el filtro F_1 recibió agua coagulada de la instalación piloto y el filtro F_2 de la Planta de Potabilización de San Carlos, ETASC. El efluente del filtro F_1 presentó una turbiedad ligeramente elevada, por ser inferior la dosis de sulfato de aluminio a la mínima necesaria. En tanto en el filtro F_2 se produjo la rotura del manto (paso de los flóculos) con aumento considerable de la turbiedad luego de cierto tiempo de funcionamiento.

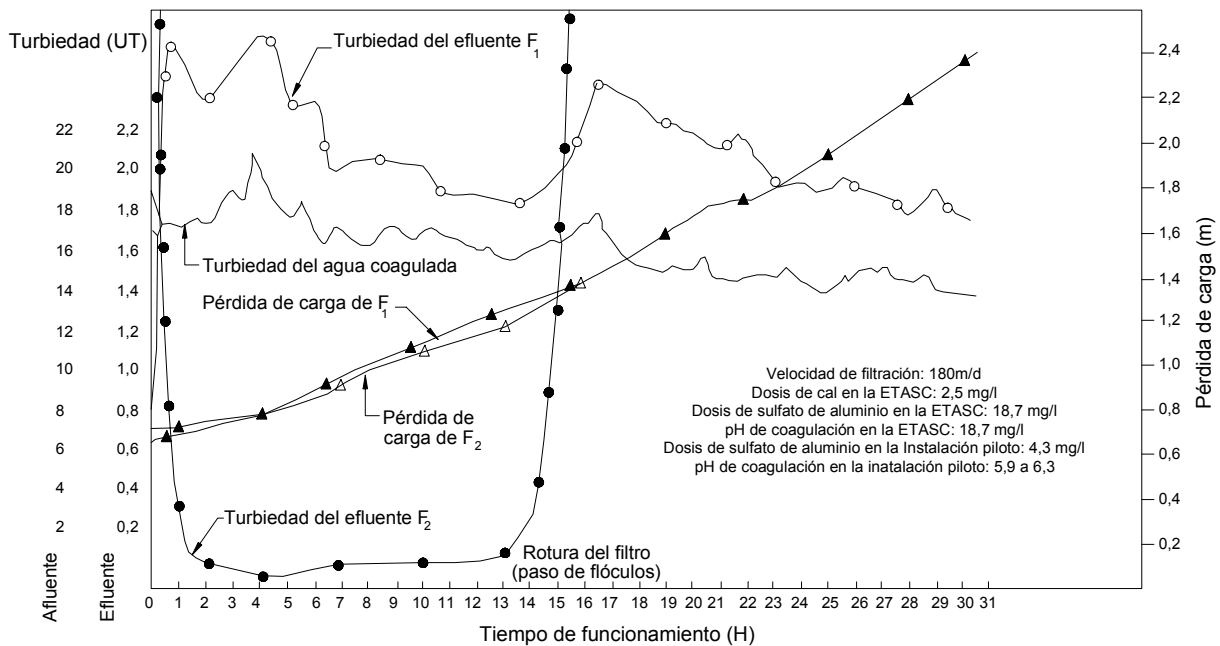


Figura 8. Variación de la turbiedad del afluente y de los efluentes de los filtros y variación de la pérdida de carga (Filtro F_1 : agua coagulada en Instalación Piloto); (Filtro F_2 : agua coagulada en la Planta de Potabilización de San Carlos)

En la **Figura 9** se observa que los dos filtros produjeron efluentes con baja turbiedad, pero más de una vez se produjo “rotura del manto” en el filtro que recibió agua coagulada de la Planta de Potabilización. Se indica que la dosis de coagulante es prácticamente del mismo orden, pero el pH de coagulación es diferente (5,9 a 6,2 del agua coagulada en la instalación piloto y 6,4 a 6,5 en el agua coagulada de la Planta de Potabilización).

Las principales conclusiones de Mendes (1985) fueron: la duración de las carreras fue inversamente proporcional a las dosis de sulfato de aluminio utilizadas; las dosis utilizadas en plantas de tratamiento convencionales no son las ideales para el tratamiento de filtración directa ascendente, pues las carreras de filtración resultan muy reducidas, debido a que se produce un prematuro escape de sólidos; el valor del pH de coagulación que optimiza la eficiencia del sistema estudiado es inferior al comúnmente utilizado para condiciones óptimas de coagulación en sistemas convencionales pudiéndose, en función de la alcalinidad del agua cruda, eliminar la utilización de cal en el proceso de coagulación.

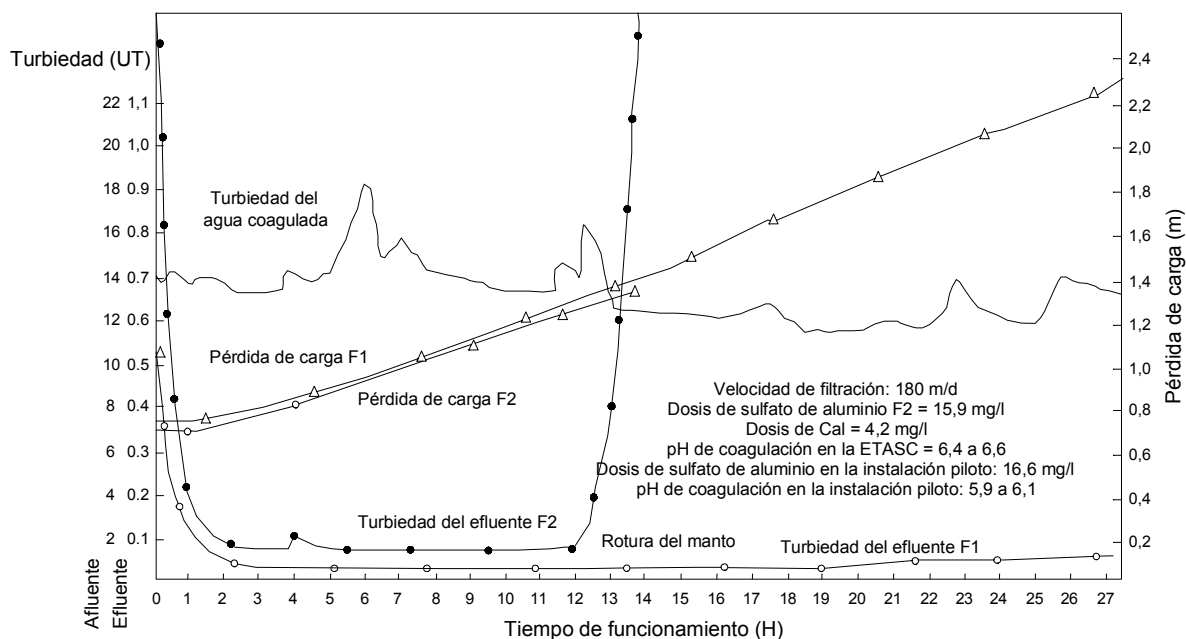


Figura 9. Variación de la turbiedad del afluente, de los efluentes y de la pérdida de carga (Filtro F₁: agua coagulada en Instalación Piloto); (Filtro F₂: agua coagulada en la Planta de Potabilización de San Carlos)

Amirthatajah (1988) presentó los resultados obtenidos en un estudio en escala piloto, en el cual una vez más, comprobó la validez del uso del diagrama de coagulación (**Figura 10**) como herramienta para la obtención de las condiciones ideales de pH y dosificación de sulfato de aluminio en estaciones de filtración directa. La instalación con filtro de manto doble se operó con velocidad de 320 m³/m². D. Los resultados se presentan en la **Figura 11** para dosis de sulfato de aluminio entre 1,5 y 8 mg/l. Las profundidades indicadas son aquéllas en las cuales se recolectaron las muestras de agua a lo largo del filtro.

Las variables investigadas fueron el pH y la dosificación. La turbiedad indicada es la del agua filtrada luego de 7 horas de funcionamiento. En la referida figura también se colocaron fajas del diagrama de coagulación de sulfato de aluminio, delimitando las regiones de neutralización de cargas y de reestabilización correspondientes a cada dosis específica utilizada.

En la **Figura 11(a)**, la dosis de sulfato de aluminio de 1,5 mg/l fue insuficiente para desestabilizar la totalidad de las partículas. En la **Figura 11(b)** se muestra que la mayor eficiencia en la filtración para la dosis de 5 mg/l se produjo para el pH entre 6,9 y 7,0 correspondiente a la región corona de neutralización de cargas. Se verifica en la **Figura 11(c)** que para una dosis mayor (8 mg/l), la región de mayor eficiencia en la filtración se amplió para pH 6,9-7,1 pero permaneció coincidente con la región de neutralización de cargas.

El autor también verificó, a partir de datos surgidos de la literatura, que la mayoría de las plantas de filtración directa operaban con dosis de sulfato de aluminio en la faja de 2 a 20 mg/l y pH entre 6,5-7,5, estando dentro de la región de neutralización de cargas con

adherencia de las especies hidrolizadas de aluminio de las partículas. En la **Figura 10** el diagrama de coagulación se representó incluyéndose en la parte inferior de la misma el Potencial Zeta. Obsérvese que hay dos situaciones de pH para las cuales resultan potencial zeta igual a cero, o sea, puntos isoeléctricos (PIE).

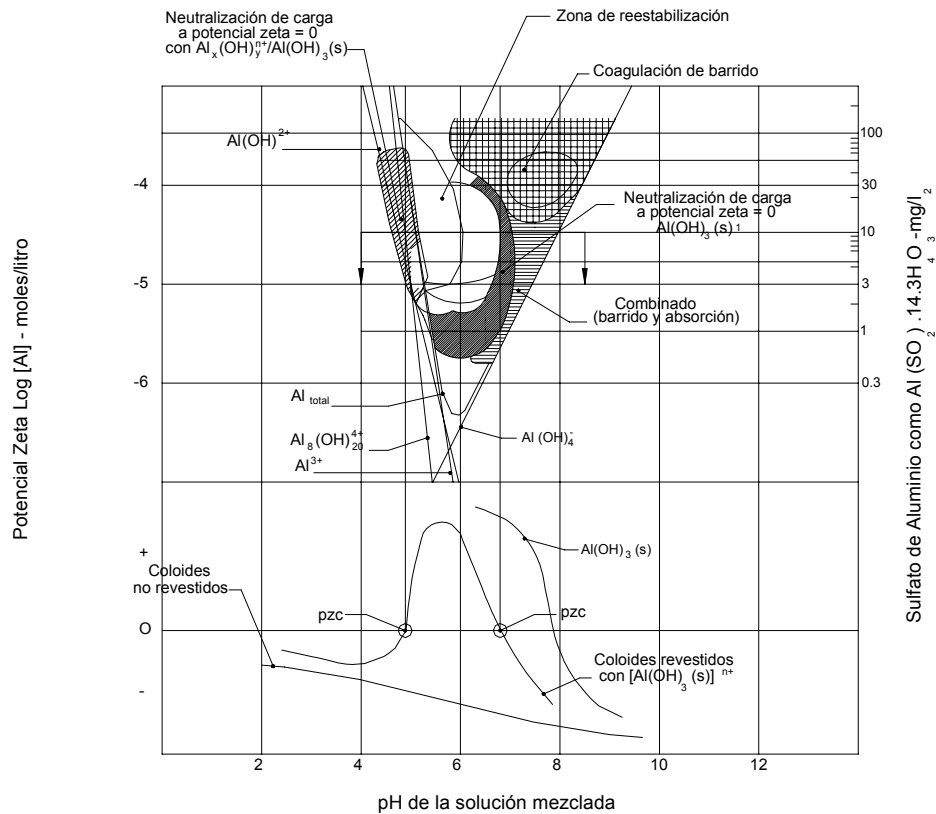


Figura 10. Diagrama de Coagulación y Potencial Zeta (Amirtharajah, 1988)

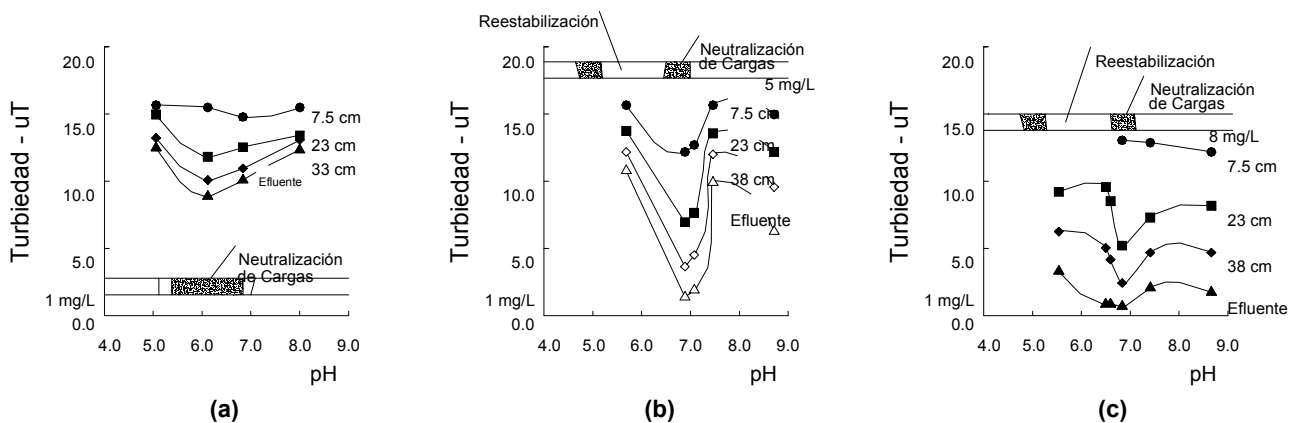


Figura 11. Turbiedad del Agua Filtrada en Función del pH para Dosis de 1,5 y 8 mg/l de Sulfato de Aluminio incluyendo Secciones del Diagrama de Coagulación (Amirtharajah, 1988)

2.3. EFECTO DE LAS DESCARGAS DE FONDO INTERMEDIAS EN EL DESEMPEÑO DE LA FILTRACIÓN

A partir de la constatación de la importancia del manto soporte en la remoción de impurezas durante la filtración ascendente, Di Bernardo y Razaboni (1984) realizaron un trabajo experimental para investigar la influencia de la ejecución de descargas de fondo sobre la capa soporte durante la carrera de filtración. Se utilizaron dos filtros semejantes al del trabajo anteriormente realizado por Mendes (1985), con la misma capa soporte, manto de arena con altura de 2,00 m y tamaño de los granos entre 0,71 y 1,68 mm. Las velocidades de filtración usadas fueron de 120, 180 y 240 m³/m².d. En uno de los filtros se utilizaba almidón de papa como auxiliar de filtración.

A partir de ensayos de filtración sin descargas de fondo intermedias, se obtuvieron las pérdidas de carga totales iniciales correspondientes a cada velocidad en el medio granular (arena + grava). Las descargas de fondo intermedias se programaron de modo que la diferencia entre la pérdida de carga total final (fijada en 2,4 m) y la pérdida de carga total inicial, dependiendo ésta de la velocidad de filtración, dividida por un incremento aproximado de pérdida de carga, resultase en un número entero de descargas intermedias para cada una de ellas. Las descargas se realizaron abriendo la válvula colocada en el fondo de los filtros hasta que el agua alcanzó un punto localizado cerca de 10 cm por arriba de la parte superior del lecho de arena.

Di Bernardo y Razaboni (1984) percibieron la tendencia del aumento de la turbiedad en el efluente de la instalación piloto cuando se utilizaba agua coagulada en la planta de tratamiento en el mecanismo de barrido y cuando se aplicaba el almidón de papa como auxiliar dicho incremento de turbiedad dejaba de producirse o aparecía retardado, o sea que la duración de la carrera de filtración se prolongaba. Los autores constataron que las dosis de productos químicos utilizados en la Planta de Tratamiento de San Carlos, con el fin de promover la coagulación y floculación para una posterior sedimentación, fueron mayores que las recomendadas para sistemas de filtración directa, causando el aumento de turbiedad en el efluente antes que la pérdida de carga final igualase a la carga hidráulica total disponible.

Se constató la viabilidad de aplicar descargas de fondo intermedias, con recuperación de la carga hidráulica, posibilitando obtener carreras de filtración más largas en relación con la operación sin descargas de fondo. En el filtro donde no se aplicaba el almidón de papa, la recuperación de la carga era mayor obteniendo carreras más largas. Aunque fueron observados picos de turbiedad en el agua filtrada causados por la ejecución de las descargas de fondo intermedias, inmediatamente después que los filtros continuaran filtrando, la consecuencia de dichas descargas fue que no continuara el aumento de turbiedad en el efluente (turbiedad límite = 5 UT).

A partir de los resultados obtenidos por Di Bernardo et al. (1982), principalmente en lo que respecta al importante papel desempeñado por el manto soporte en los filtros de escurrimiento ascendente, Teixeira (1986) investigó experimentalmente en una planta piloto la influencia de las características del manto soporte y de arena, más precisamente de espesor de cada una de ellos.

Se utilizaron tres filtros pilotos de filtración directa ascendente (sección 0,20 m . 0,20 m) que recibían agua coagulada de la Planta de Tratamiento de Agua de San Carlos. Fueron operados con velocidades de filtración entre 160 y 280 m³/m².d, realizando en algunos casos, descargas de fondo intermedias.

La altura total del manto soporte más el manto de arena se mantuvo igual en los tres filtros (2,4 m), con las siguientes diferencias:

- En el primero el manto soporte tenía un espesor de 0,40 m y el manto de arena 2,00 m.
- En el segundo el manto soporte tenía 0,80 m y el de arena 1,60 m.
- En el tercero el manto soporte y el de arena tenían 1,20 m.

Se utilizó arena con granos de un tamaño entre 0,59 y 1,68 mm, tamaño efectivo de 0,85 mm y coeficiente de uniformidad igual a 1,6. La capa soporte tenía grava cuyo tamaño variaba de 2,4 hasta 38,0 mm.

Las descargas de fondo intermedias (cuatro por carrera) se ejecutaron de modo semejante al propuesto anteriormente por Di Bernardo y Razaboni (1984), o sea, abriendo la válvula de descarga de fondo hasta que el nivel de agua bajase a una posición ubicada a 10 cm arriba de la parte superior de la arena.

Las carreras de filtración se dieron por terminadas aplicando el siguiente criterio: turbiedad efluente = 5,0 UT (patrón de potabilidad vigente en la época) o pérdida de carga en los mantos de arena y grava igual a 2,4 m. Por lo tanto, en la operación con descargas de fondo cuando existen picos momentáneos de turbiedad mayores que este límite, luego que los filtros fueran puestos nuevamente en funcionamiento (continuando con la filtración), la carrera no se interrumpió.

Teixeira (1986) notó que la mayor retención de impurezas existía en la interfase grava-arena y en el inicio del manto de arena (cerca de 40 cm). Cerca del término de los ensayos, en esa región se producía el rompimiento del medio granular (arena más grava) cuando la pérdida de carga en el mismo se aproximaba a 2,40 m, lo que no implicó necesariamente un deterioro en la calidad del agua. El fenómeno se observó para las diversas velocidades de filtración estudiadas.

El autor no hizo ninguna referencia en relación a la existencia de fluidificación de los granos menores en la parte superior ni siquiera para la mayor velocidad usada ($280 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$). El manto superior de arena (granos menores) contribuyó bastante en la pérdida de carga inicial además de ello, en el filtro que tenía mayor manto de arena no hubo remoción significativa de impurezas en esa región, lo cual se comprobó mediante la observación del poco crecimiento de la pérdida de carga.

Los tres filtros producían durante un cierto tiempo, agua filtrada de la misma calidad, en términos de turbiedad y color aparente. Sin embargo, en los dos con menor espesor del manto de arena, en la mayoría de las pruebas existía deterioro del efluente a partir de un cierto tiempo de funcionamiento, configurando el aumento de la turbiedad por escape de flóculos. Al contrario, en el filtro con manto de arena de 2,00 m, las carreras terminaron siempre al alcanzar la pérdida de carga límite. Sin embargo en todos ellos había penetración de impurezas.

Fue importante observar que el afluente a los filtros era agua coagulada en el mecanismo de barrido, o sea agua captada luego de la mezcla rápida en la planta de tratamiento de San Carlos. Las descargas de fondo intermedias prolongaron las carreras de filtración; sin embargo, en los filtros con menor capa de arena, las perturbaciones causadas por este modo de operación fueron frecuentes y significativas. A partir de los resultados obtenidos,

el autor recomendó que se adopte, en el proyecto de filtración directa ascendente, arena con granulometría estudiada y con un manto de espesor no inferior a 1,60 m y no superior a 2,00 m.

Otra constatación importante se realizó a partir de la investigación desarrollada por Teixeira (1986) y fue la relativa a la eficiencia de la filtración directa ascendente en la remoción de microorganismos cuando se producía efluente con turbiedad hasta 1,0 UT, el NMP de coliformes por 100 mL permanecía consistentemente debajo de 100; mientras que arriba de ese valor de turbiedad el índice de coliformes aumentaba considerablemente. Con los resultados obtenidos se comprobó que en la filtración directa ascendente, es necesario tener efluentes con baja turbiedad para posibilitar una desinfección final efectiva.

En la Escuela de Ingeniería de San Carlos, Universidad de San Pablo, se continuaron realizando otras investigaciones con el objetivo de entender mejor el fenómeno que ocurría durante la realización de las descargas de fondo intermedias. Di Bernardo y Paterniani (1986) investigaron los efectos de la realización de 1, 2, 4, 6 y 8 descargas de fondo intermedias sobre la calidad bacteriológica del agua filtrada manteniendo constante la velocidad de filtración en $200 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$.

Se observó visualmente, que durante la ejecución de las descargas de fondo el agua escurría más rápidamente en la grava que en la arena, apareciendo un sector en el medio granular (en las proximidades de la interfase arena gruesa-grava) que no era ocupado por el agua. Cuando se reiniciaba la filtración con el afluente ingresando por la parte inferior del filtro, la bolsa de aire existente en esa región ascendía causando perturbaciones sensibles al medio granular, transportando impurezas que perjudicaban la calidad del efluente.

Se observó, también, que además del pico de turbiedad, existía un aumento significativo del NMP de coliformes totales en el agua filtrada luego de la realización de la descarga de fondo intermedia, sugiriendo los autores que, cuanto más frecuentes y próximas (en el inicio de la carrera) se realizaran tales descargas mejores serían los resultados obtenidos.

Di Bernardo y Yatsugafu (1987) estudiaron la influencia del número de descargas de fondo intermedias en la eficiencia de la filtración directa ascendente, particularmente sobre los picos de turbiedad y de los coliformes en el agua filtrada que ocurrían luego de una descarga. Se operaron dos filtros pilotos, en uno de los cuales se realizaron descargas de fondo intermedias. Las velocidades de filtración fueron 160, 200, 240 y $280 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$. El afluente era el agua coagulada de la planta de San Carlos, en donde el NMP/100 ml de coliformes totales variaba entre 100 y 1.200, entre 1.000 y 10.000 y entre 5.000 y 15.000, siendo estas dos últimas condiciones obtenidas con el agregado de líquidos cloacales.

Las principales conclusiones fueron:

- a) La realización de un número mayor de descargas de fondo (hasta 16) atenuaba los picos de turbiedad en el agua filtrada causados por la realización de descargas de fondo intermedias.
- b) Cuanto mayor fue el número de descargas más prolongadas resultaron las carreras de filtración.

- c) Cuando se realizaba la descarga se producía un deterioro en la calidad bacteriológica del agua filtrada, principalmente cuando la carrera estaba más próxima al final.
- d) La velocidad de filtración (entre 160 y 280 m³/m².d) no tuvo mucha influencia en el deterioro de la calidad del efluente.
- e) Para el efluente con turbiedad entre 0,5 y 7,4 UT fue necesario un tiempo de contacto entre 30 y 60 minutos para que la desinfección resultase efectiva con dosis de cloro de 1 mg/l.

En las numerosas investigaciones experimentales respecto a la eficiencia de la filtración directa ascendente desarrolladas en la Escuela de Ingeniería de San Carlos, especialmente respecto a los efectos de las descargas de fondo intermedias, el agua utilizada era la coagulada con el mecanismo de barrido perteneciente a la planta de tratamiento de San Carlos. Esa situación aumentaba la posibilidad de la aparición de turbiedad en el efluente, aún con los resultados obtenidos por Mendes (1985) que indicaban las ventajas de aplicar dosis menores de coagulante que las correspondientes al tratamiento completo.

A pesar de los avances alcanzados, persistía el problema respecto a la aparición de fisuras en la interfase arena-grava, además de los picos de turbiedad en el agua filtrada después de la ejecución de una descarga de fondo intermedia. Con la intención de superar estas limitaciones, el trabajo desarrollado por Fernandes (1987) posibilitó un avance significativo en la tecnología de la filtración directa ascendente. En una investigación experimental en escala piloto se utilizó agua coagulada con el mecanismo de neutralización de cargas. El manto soporte sufrió modificación en cuanto a la disposición de los granos, utilizándose granos mayores también en la parte superior del lecho, con penetración parcial de los granos de arena más gruesos en la grava, a fin de crear una transición más suave en la interfase. Se utilizaron tres filtros piloto cada uno con diferente composición del manto soporte, como se muestra en la **Tabla 1**.

| Filtros | Manto Soporte | | Lecho de Arena | | | |
|----------------|--|---|----------------|-------------------|-------------------------|-----------------------------|
| | Espesor (cm) | Tamaño (mm) | Altura (cm) | Diámetro (mm) | Tamaño Efectivo (mm) | Coefficiente de Uniformidad |
| F ₁ | 15 15 15 17,5 17,5 Total – 80,0 | 31,7 – 25,4 25,4 – 15,9 15,9 – 9,5 9,5 – 4,8 4,8 – 2,4 | 160 | 0,59 a 1,68 | 0,85 | 1,6 |
| F ₂ | 10 10 10 15 20 15 Total – 80,0 | 31,7 – 25,4 25,4 – 15,9 15,9 – 9,5 9,5 – 4,8 4,8 – 2,4 9,5 – 4,8 | 160 | 0,59 a 1,68 | 0,85 | 1,6 |
| F ₃ | 7,5 7,5 10,0 12,5 20 12,5 10,0 Total – 80,0 | 31,7 – 25,4 25,4 – 15,9 15,9 – 9,5 9,5 – 4,8 4,8 – 2,4 9,5 – 4,8 15,9 – 9,5 | 160 | 0,50 a 1,68 | 0,85 | 1,6 |

Tabla 1. Características del Medio Granular Utilizadas por Fernandes (1987)

Los filtros se pudieron operar efectuando o no descargas de fondo intermedias (2, 4, 6 y 8). En la primera se probaron cuatro métodos diferentes de realizar las descargas, uno de ellos con introducción de agua en la interfase arena-grava cuando eran realizadas las descargas de fondo, a fin de evitar la formación de subpresión en la región y los perjuicios causados a la calidad del agua. Adicionalmente se estudió la duración de la descarga intermedia y la velocidad que producía la limpieza efectiva del manto soporte. Las dosis de coagulante se determinaron a partir de ensayos de filtración en papel de filtro Whatman-40, siendo del orden de 30 a 40% de los normalmente utilizados en la planta de tratamiento.

Los tres filtros funcionaron en paralelo, recibiendo agua de la misma calidad con velocidades de filtración de 160, 200, 240 y 280 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$. El criterio para concluir cada uno de los ensayos fue la turbiedad del efluente de 1,0 UT o la pérdida de carga total en el medio granular (arena + grava) igual a 2,4 m. El método de ejecución de las descargas de fondo intermedia que produjo los mejores resultados, o sea, carreras más largas y efluente de mejor calidad, fue aquél en el cual se utilizó agua proveniente de fuente externa, la cual se introdujo en la interfase grava-arena. Se observó que la velocidad de agua en la interfase que promovía la limpieza satisfactoria en la capa soporte variaba, siendo menor en el inicio de la carrera (primera descarga) y mayor en el final de la carrera, estando comprendida entre 600 y 1000 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, con una duración de 5 segundos (primera descarga) hasta 25 segundos (última).

Los picos de turbiedad (siempre inferiores a 1,0 UT) y de coliformes totales observados, fueron sustancialmente menores que los obtenidos cuando se aplicó agua coagulada con el mecanismo de barrido. No se observó el aumento de la turbiedad del efluente, siendo las carreras terminadas al alcanzarse la pérdida de carga límite.

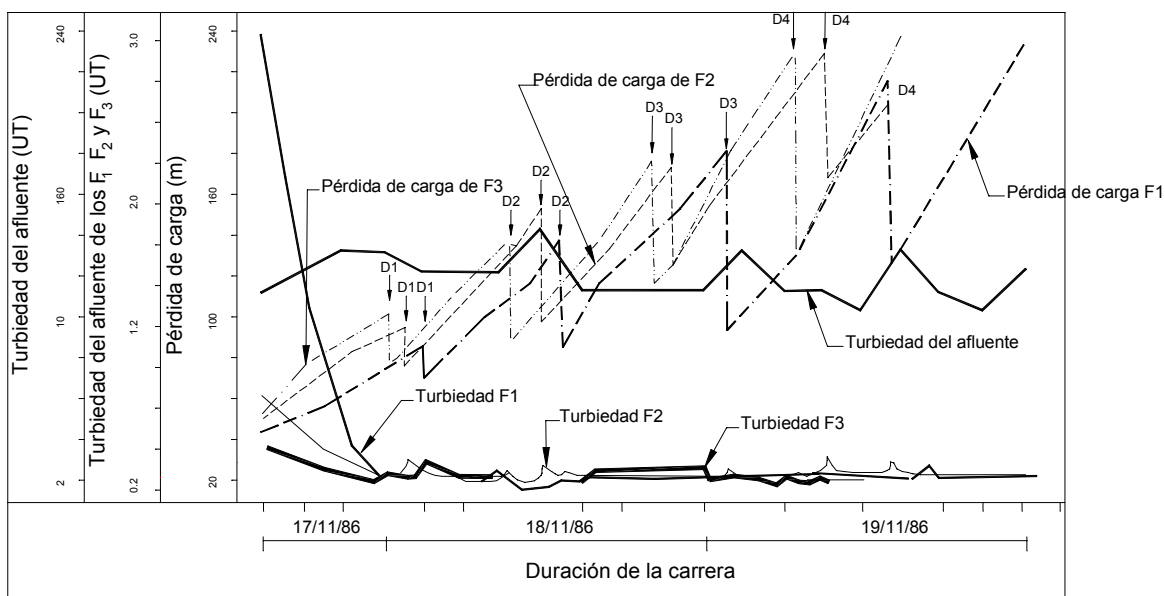


Figura 12. Variación de la Turbiedad, Pérdida de Carga y NMP de Coliformes Totales (4 descargas de fondo intermedias ejecutadas con la introducción de agua en la interfase grava-arena y con velocidad de filtración de 200 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{día}$)-
Fernandes, 1987

Dos estudios adicionales se llevaron a cabo en la Escuela de Ingeniería de San Carlos al principio de la década del noventa del siglo XX, con el objeto de estudiar la viabilidad de aplicar velocidades más elevadas que las normalmente recomendadas en la filtración directa ascendente.

La instalación piloto se montó en la planta de tratamiento de San Carlos, estando constituida por tres filtros pilotos de sección cuadrada (lado 0,20 m) y altura de 3,00 m, alimentados con agua de fuente superficial coagulada con sulfato de aluminio con el mecanismo de neutralización de cargas. La composición del manto soporte y del manto de arena se presentan en la **Tabla 2**. En diferentes puntos a lo largo de la altura de los filtros se instalaron piezómetros para la determinación de las pérdidas de carga durante los ensayos. La instalación fue dotada de cuatro turbidímetros de escurrimiento continuo que permitían la determinación de la turbiedad del agua afluente y efluente de los tres filtros.

| Manto Soporte de Grava | | Manto de Arena | |
|------------------------|--------------------|--------------------------------|-------------|
| Espesor (cm) | Granulometría (mm) | | |
| 10 | 31,7 a 25,4 | Espesor (cm) | 160 |
| 10 | 25,4 a 15,9 | Granulometría (mm) | 0,59 a 2,00 |
| 10 | 15,9 a 9,5 | Tamaño efectivo | |
| 12,5 | 9,5 a 4,8 | D10 (mm) | 0,85 |
| 20,0 | 4,8 a 2,4 | D60 (mm) | 1,36 |
| 12,5 | 9,5 a 4,8 | Coefficiente de desuniformidad | |
| 10 | 15,9 a 9,5 | Cu | 1,65 |

Tabla 2. Composición del Medio Granular Utilizado por Cruz Vélez (1993)

En el primer trabajo, Cruz Vélez (1993) estudió el desempeño de la filtración directa ascendente para las velocidades de filtración entre 160 y 480 m³/m².d sin realizar descargas de fondo intermedias y en segundo lugar, Lara Pinto (1994) estudió el efecto de las descargas de fondo intermedias en el desempeño de la filtración directa ascendente de alta velocidad.

La arena se introdujo totalmente mezclada en los filtros, según el autor “para recabar alguna información sobre los efectos de esa práctica, común en las estaciones en escala real”. En las investigaciones anteriormente realizadas en la planta de tratamiento de San Carlos, la arena se introdujo en los filtros por subcapas, con los granos de mayor tamaño en el fondo y de menor tamaño en la parte superior del manto estratificado.

En la **Tabla 3** se presenta la programación de los ensayos realizados. Los ensayos 1sd, 2sd y 3sd se realizaron para observar el desempeño de los filtros cuando son operados con velocidades de filtración relativamente elevadas y el ensayo 4sd para la obtención de muestras para determinar el NMP de coliformes totales y el número de unidades que forman colonias de bacterias heterotróficas.

| Ensayo | Velocidad de Filtración (m ³ /m ² .d) | | |
|--------|---|-----------------------|-----------------------|
| | Filtro F ₁ | Filtro F ₂ | Filtro F ₃ |
| 1sd | 480 | 320 | 160 |
| 2sd | 440 | 280 | 200 |
| 3sd | 400 | 240 | 360 |
| 4sd | 240 | 360 | 480 |

Tabla 3. Programación de los Ensayos sin efectuar Descargas de Fondo Intermedias

Los caudales afluentes a los filtros y el pH de coagulación se verificaron varias veces durante la carrera de filtración. Luego de la terminación de la carrera de filtración en un filtro, lo que sucedía siempre que la pérdida de carga en el medio granular Hap (arena + grava) alcanzaba 2,00 m, se cerraba la válvula de entrada y se mantenía abierta la de descarga hasta que se terminasen las carreras en los tres filtros. Seguidamente se desconectaba la bomba de impulsión de agua cruda y la bomba dosadora de solución de sulfato de aluminio y se procedía al lavado de los filtros, siguiendo la secuencia siguiente:

- Se abría la descarga de fondo y simultáneamente se introducía agua en la interfase grava-arena, con velocidad aproximadamente igual a $800 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ durante 50 s.
- Se bajaba el nivel de agua en el interior del filtro hasta cerca de 20 cm por encima de la parte superior del manto de arena.
- Se introducía aire con una velocidad del orden de 15 l/s.m^2 durante 5 min.
- Se efectuaba el lavado del filtro con agua para obtener una expansión del orden del 20% en el manto de arena durante 15 min, o hasta que la turbiedad del agua de lavado resultase inferior a 5 UT.

El procedimiento para operar la instalación ejecutando descargas de fondo intermedias era semejante al anterior, a excepción de la realización de 1, 2 y 4 descargas de fondo en los filtros durante la carrera de filtración, como se muestra en la programación de la **Tabla 4**.

| Ensayo | Velocidad de filtración ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$) | Número de Descargas de Fondo | | |
|--------|---|------------------------------|-----------------------|-----------------------|
| | | Filtro F ₁ | Filtro F ₂ | Filtro F ₃ |
| 1cd | 480 | 1 | 4 | 2 |
| 2cd | 420 | 4 | 2 | 4 |
| 3cd | 360 | 4 | 1 | 2 |
| 4cd | 300 | 2 | 1 | 4 |
| 5cd | 240 | 2 | 4 | 1 |
| 6cd | 480 | 1 | 2 | 4 |

Tabla 4. Programación de los Ensayos con Descargas de Fondo Intermedias
(Cruz Vélez, 1993 y Lara Pinto, 1994)

En el caso de 1 descarga de fondo intermedia, ésta se ejecutaba solamente después que la pérdida de carga en el medio granular (arena + grava) alcanzara 2,00 m, en tanto, con 2 o 4 descargas de fondo intermedias, se medía la pérdida de carga inicial en el medio granular, restándole al valor de Hap (2 m). La diferencia obtenida se dividía por N+1, siendo N el número de descargas. El resultado correspondía al incremento de la pérdida de carga en el medio granular en cada descarga de fondo.

Por ejemplo cuando la pérdida de carga inicial en el medio granular para una cierta velocidad de filtración era de 0,50 m, el incremento de la pérdida de carga resultaba de $0,30 \text{ m} = (2,00 - 0,50)/(4+1)$, en el caso de N=4 descargas de fondo intermedias. Así la 1ª descarga se efectuaba cuando la pérdida de carga en el medio granular era $H = 0,80 \text{ m}$, de $H = 1,10 \text{ m}$ para la 2ª, de $H = 1,40 \text{ m}$ para la 3ª y de $H = 1,70 \text{ m}$ para la 4ª.

Los ensayos 1cd, 2cd, 3cd, 4cd y 5cd se realizaron para observar el desempeño de los filtros cuando se realizaban descargas de fondo durante la carrera de filtración. En cuanto al ensayo 6cd se ejecutó dirigido a la obtención de muestras de agua filtrada para determinar el NMP de coliformes totales y el número de unidades formadoras de colonias de bacterias heterotróficas.

La duración de una descarga de fondo intermedia o final se fijó en función de observaciones realizadas por Fernandes (1987), siendo de 20 s en la 1ª, 30 s en la 2ª, 40 s en la 3ª y 50 s en la 4ª. La velocidad de aplicación del agua en la interfase fue del orden de $800 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ en todas las descargas. El caudal correspondiente se determinó por el método volumétrico.

Los parámetros monitoreados durante la investigación experimental fueron: turbiedad, color aparente, pH, UFC (unidad formadora de colonias de bacterias heterotróficas, temperatura del afluente y de los efluentes de los filtros y lecturas piezométricas en las tres unidades.

Durante la ejecución de los ensayos sin descargas de fondo, el agua cruda presentó los siguientes parámetros de calidad:

- Temperatura = 17 a 19°C.
- Turbiedad = 10 a 15 UT.
- Color aparente = 60 a 120 UC.
- pH = 6,1 a 6,5.

La dosificación de sulfato de aluminio en la planta de tratamiento de San Carlos, que es una planta convencional, varió de 7,3 a 17,0 mg/l y el pH de coagulación estuvo comprendido entre 6,4 y 6,7, con predominio del mecanismo de coagulación por barrido. En cuanto a la instalación piloto, las dosis de sulfato de aluminio y el pH de coagulación estuvieron comprendidos, respectivamente, entre 3,0 y 5,4 mg/l y 5,5 a 5,9, con predominio de la coagulación en el mecanismo de adsorción-neutralización de cargas.

El color aparente de los efluentes en todos los ensayos, resultó siempre menor a 5 UC. La medición de la pérdida de carga a lo largo del medio granular reveló que cerca del 50% de la pérdida de carga en el final de la carrera de filtración se presentaba en el manto soporte de grava.

Se observaron los siguientes resultados de los exámenes bacteriológicos:

- UFC/ml de bacterias heterotróficas.
 - 100 a 1200 en el afluente.
 - 1 a 14 en el efluente del filtro F₁.
 - 3 a 24 en el efluente del filtro F₂.
 - 1 a 313 en el efluente del filtro F₃.
- NMP/100 ml de coliformes totales.
 - 7 a 93 en el afluente.

- <3 a 9,1 en el efluente del filtro F₁.
- <3 a 9,1 en el efluente del filtro F₂.
- <3 a 3,6 en el efluente del filtro F₃.

Cuando se realizaron los ensayos con descargas de fondo, el agua cruda presentó los siguientes parámetros de calidad:

- Temperatura = 22 a 25°C;
- Turbiedad = 10 a 30 UT,
- Color aparente = 40 a 100 UC;
- pH = 6,3 a 6,6.

La dosis de sulfato de aluminio en la planta de tratamiento de San Carlos varió de 8,3 a 21,7 mg/l y el pH de coagulación estuvo comprendido entre 6,4 y 6,7, con predominio del mecanismo de coagulación por barrido. En cuanto a la instalación piloto, las dosis de sulfato de aluminio y los valores del pH de coagulación estuvieron comprendidos entre 4,8 y 6,5 mg/l y 5,7 a 6,1 respectivamente, predominando la coagulación en el mecanismo de adsorción-neutralización de cargas. Independientemente de la ejecución de las descargas de fondo durante la carrera de filtración, el color aparente de los efluentes estuvo comprendido entre 2,5 y 5,0 UC. En la **Tabla 5** se presentan los resultados de UFC (unidades formadoras de colonias) de bacterias heterotróficas correspondientes al ensayo 6cd.

Los resultados ponen en evidencia que, independientemente de la velocidad de filtración, se produjo efluente con turbiedad consistentemente inferior a 0,5 UT después del período inicial de la carrera de filtración. Pueden destacarse dos aspectos que contribuyeron para que el efluente inicial presentara turbiedad relativamente alta: turbiedad del agua de lavado igual a 5 UT para la terminación del lavado y empleo de agua tratada con pH del orden de 8 para el lavado. Como el pH de agua coagulada era generalmente del orden de 5,6 a 6,0, existía un período relativamente largo hasta que se observaran valores del pH del efluente en torno a 6,0, lo que debe haber contribuido a alterar las especies hidrolizadas de aluminio que se formaron en el inicio de la carrera de filtración.

Se observó que cuanto mayor era la velocidad de filtración más corta resultaba la duración del período inicial, lo cual se debió a la sustitución más rápida del agua en el interior del filtro. En ninguno de los ensayos realizados hubo tendencia al aumento de la turbiedad del efluente por escape de flóculos, lo cual debe ser el resultado de la coagulación en el mecanismo de adsorción-neutralización de cargas, pues la coagulación en el mecanismo de barrido da origen a dicho problema, independientemente de la velocidad de filtración, causando la terminación de la carrera al producirse agua filtrada con turbiedad mayor a 1 UT.

Confirmando los resultados obtenidos en las investigaciones anteriores, luego del período inicial en el ensayo 4sd cuando la turbiedad del efluente era inferior a 0,5 UT, el número de microorganismos era bajo. Asimismo se pudo observar que la pérdida de carga debida a retención de impurezas no se distribuye uniformemente en el medio granular. En general, la retención sustancial de impurezas se produce en la capa de grava y en 50 cm aproximadamente del manto de arena, lo que demuestra la importancia del manto soporte en el desempeño de la filtración directa ascendente.

| Tiempo de Funcionamiento (hora: minuto) | UFC de Bacterias Heterotróficas (#/ml) | | | |
|---|--|-------------------------|-------------------------|-------------------------|
| | Afluente | Efluente F ₁ | Efluente F ₂ | Efluente F ₃ |
| 00:00 | 2 000 | 400 | 300 | 420 |
| 00:10 | | 1 100 | 1 400 | 1 700 |
| 00:30 | | 360 | 285 | 450 |
| 02:00 | 1 800 | 285 | 300 | 340 |
| 02:05 | | | | 1ª DF |
| 02:10 | 2 000 | | | 300 |
| 02:20 | | | | 500 |
| 02:40 | | | | 400 |
| 03:25 | | | 1ª DF | |
| 03:30 | 2 100 | | 300 | |
| 03:40 | | | 460 | |
| 04:00 | | | 240 | |
| 04:20 | | | | 2ª DF |
| 04:25 | 1 900 | | | 320 |
| 04:35 | | | | 400 |
| 04:55 | | | | 280 |
| 06:10 | | | | 3ª DF |
| 06:15 | 2 000 | | | 300 |
| 06:25 | | | | 340 |
| 06:45 | | | | 305 |
| 06:50 | | | 2ª DF | |
| 06:55 | 1 800 | | 350 | |
| 07:05 | | | 400 | |
| 07:25 | 2 000 | 370 | 310 | |
| 08:40 | | DF | | |
| 08:45 | 2 000 | 340 | | |
| 08:55 | | 530 | | |
| 09:10 | | 300 | | |
| 09:15 | | | | 4ª DF |
| 09:20 | 2 200 | | | 100 |
| 09:30 | | | | 300 |
| 09:50 | | | | 100 |
| 11:00 | 2 000 | | | 100 |
| 11:20 | 2 300 | | | 180 |
| 12:10 | 2 200 | | | 90 |

DF : descarga de fondo

Tabla 5. Resultados de UFC de Bacterias Heterotróficas - Ensayo 6cd

Los picos de turbiedad que se producen por las descargas de fondo intermedias siempre fueron inferiores a 1 UT y luego de 10 min., se obtenía efluente con turbiedad inferior a 0,5 UT. Esto muestra claramente que la introducción de agua en la interfase en ocasión de la ejecución de descargas de fondo intermedias, evita que surjan picos elevados de turbiedad y microorganismos cuando el filtro es colocado en funcionamiento nuevamente, conforme lo previsto por Fernandes (1987).

Desde el punto de vista bacteriológico, como se muestra en la **Tabla 5**, siempre que se ejecutó una descarga de fondo intermediaria existió aumento en el número de UFC de bacterias heterotróficas, sin embargo tales aumentos no fueron tan elevados, excepto después de la descarga ejecutada en el final de la carrera de filtración.

La duración de la carrera de filtración resultó más larga cuando se ejecutaron cuatro descargas de fondo intermedias, sin embargo no tan largas como las observadas por Di Bernardo y Yatsugafu (1987), Fernandes (1987) y Teixeira (1986). En los estudios de Cruz Vélez y Lara Pinto el aumento en la duración de la carrera de filtración llegó a un máximo de 1,5 veces, mientras aquellos autores obtuvieron carreras de filtración hasta cinco veces más largas que las del filtro operado en paralelo con la misma velocidad de filtración (sin descargas de fondo intermedias). Es probable que la velocidad de filtración ejerza algún tipo de influencia en la penetración de impurezas en el manto de arena, pues los autores trabajaron con una velocidad de filtración máxima de $280 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, mientras en el estudio de Cruz Vélez y Lara este trabajo se llegó a $480 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$.

Las principales conclusiones obtenidas por Cruz Vélez y Lara Pinto fueron:

- a) Luego de la etapa inicial de filtración, la calidad del efluente producido con y sin la ejecución de descargas de fondo intermedias, en términos de turbiedad y color aparente, satisface el Patrón de Potabilidad de Brasil, pues tales parámetros resultaron siempre inferiores a 1 UT y 5 UC, respectivamente, para el afluente con turbiedad y color aparente menores que 30 UT y 120 UC, respectivamente, independientemente de la velocidad de filtración utilizada.
- b) Luego de la etapa inicial de la filtración, la calidad bacteriológica, en términos de coliformes totales y UFC de bacterias heterotróficas, asociada a la baja turbiedad (menor que 0,5 UT), concluyó en la producción de agua filtrada con calidad deseable para que resultase una desinfección eficiente, para todas las velocidades de filtración estudiadas.
- c) Se confirmó que al comienzo de la carrera de filtración existe una etapa de maduración, en la cual la turbiedad, color aparente, NMP de coliformes totales y UFC de bacterias heterotróficas, pueden alcanzar valores elevados y exigir el descarte del efluente producido.
- d) Como se empleó agua tratada cuyo pH ya había sido corregido (entre 8,0 y 8,2), para el lavado de los filtros de la planta piloto, el agua remanente en el interior de los filtros después del lavado permaneció con pH elevado, lo que debe haber contribuido a aumentar la duración de la etapa inicial, ya que el agua afluente a los filtros presentó pH de coagulación, generalmente entre 5,6 y 6,2. Cuanto mayor fue la velocidad de filtración estudiada, menor resultó la duración de la etapa inicial de la filtración, debido probablemente a la sustitución más rápida del agua remanente.
- e) No se observó tendencia a la fluidificación del manto de arena aún para velocidades de filtración relativamente altas, como resultado del grado de mezcla de la arena.
- f) La retención de impurezas se produjo principalmente, en aproximadamente 30 a 50 cm de la arena y en la capa soporte de grava, esta última responsable de hasta el 50% de la pérdida de la carga final, fijada en la presente investigación, en 2,00 m.
- g) Para todas las velocidades de filtración estudiadas, la realización de descargas de fondo intermedias produjo aumentos en la duración de la carrera de filtración debido a la recuperación de la carga hidráulica, sin causar perjuicio sustancial en la calidad del agua filtrada luego de ser puesto nuevamente en operación el filtro.
- h) Los picos de turbiedad y de microorganismos observados de una descarga de fondo intermedia fueron relativamente bajos. La turbiedad siempre resultó inferior a 1 UT y

el número de UFC de bacterias heterotróficas aumentó poco, lo que probablemente no comprometería a la desinfección.

- i) La descarga de fondo al final de la carrera de filtración proporcionó una recuperación considerable de la carga hidráulica, de modo que la duración de la carrera de filtración resultó aproximadamente igual a la obtenida con dos descargas de fondo intermedias. Por lo tanto, los picos de turbiedad y de organismos fueron relativamente elevados.

Un hecho muy interesante que ocurrió casualmente en la instalación piloto utilizada por Cruz Vélez y Lara Pinto muestra la forma como la arena se dispuso en los tres filtros totalmente mezclada como se mencionó anteriormente. Después de introducir la arena con la finalidad de estratificarla se efectuó el lavado con expansión del 20% del manto de arena, durante un período de dos horas. Se realizó, entonces, un ensayo preliminar de filtración. Se emplearon velocidades de filtración de 160, 320 y 480 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, con agua cruda con turbiedad del orden de 10 UT. La dosis de coagulante se estimó a partir del ensayo en papel de filtro, obteniéndose una turbiedad menor que 0,5 UT. Luego de ocho horas de funcionamiento de la instalación, los efluentes continuaban presentando turbiedad por arriba de 1,0 UT.

Ante estos resultados, se retiró una muestra de la capa superior de uno de los filtros y se efectuó un ensayo granulométrico, el cual reveló que la arena no había alcanzado las condiciones adecuadas de estratificación. Se efectuó una nueva expansión del 48% durante una hora. Un nuevo ensayo granulométrico demostró un aumento del porcentaje de granos finos en la parte superior del manto de arena sin haberse logrado la estratificación total.

Seguidamente se realizó un ensayo para la determinación de la pérdida de carga en el manto de arena en reposo para comprobar la igualdad de los medios granulares en las tres unidades filtrantes. Se aplicó la ecuación de Ergun (modificada para el medio granular no uniforme) y se comparó con una ecuación ajustada a los resultados obtenidos experimentalmente. Se obtuvieron coeficientes de esfericidad igual a 0,78 y porosidad de la arena en reposo igual a 0,43.

Se efectuó, también un ensayo de fluidificación, obteniéndose un valor de 900 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ para la velocidad en el comienzo de la fluidificación. Este valor resultó mayor que el de los valores teóricos calculados a través de ecuaciones propuestas por diferentes investigadores y obtenidas de la literatura para el caso de lechos filtrantes completamente estratificados. La velocidad mínima de fluidificación determinada según la ecuación dada por Vaid y Gupta (1978) fue del orden de 1020 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, próxima al valor obtenido experimentalmente por Cruz Vélez (1993). Estos valores fueron bastante mayores que los esperados para los granos menores, del orden de 280 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$.

Como ya fuera mencionado, luego de un período inicial de maduración, la turbiedad del agua filtrada permaneció debajo de 0,5 UT, dando por terminadas las carreras al alcanzarse la pérdida de carga límite de 2,00 m. De esta forma se observó que para velocidades de hasta 480 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ no es necesario que la arena se encuentre parcial o totalmente estratificada en la filtración directa ascendente. Por otro lado, la granulometría empleada así como los espesores de los mantos de arena y de grava, ocasionaron una distribución de la pérdida de carga tal que no existió riesgo de fluidificación parcial de la arena o aparición de fisuras o grietas en ninguna sección del medio granular. A pesar de ello, el autor, resaltó la necesidad de realizar investigaciones adicionales sobre la mezcla de los granos de arena en el desempeño de la filtración directa ascendente.

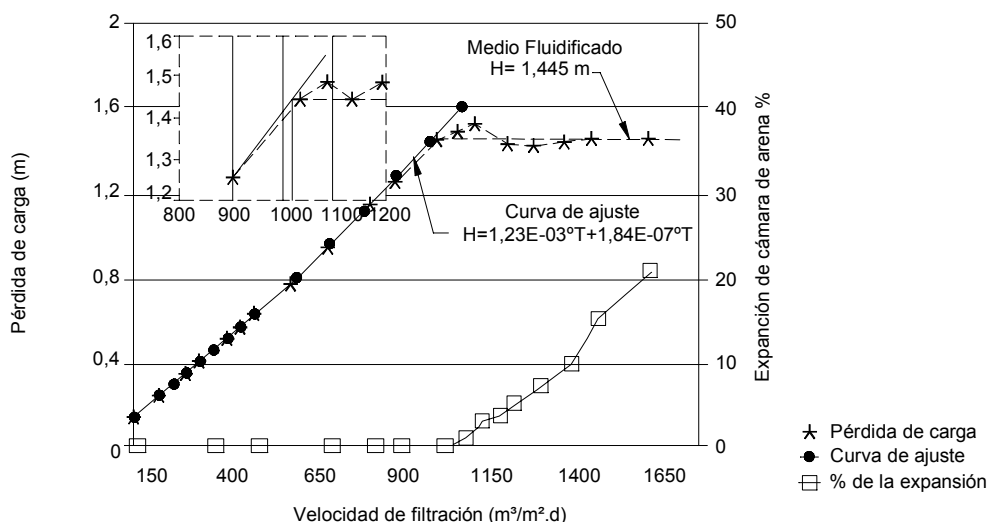


Figura 13. Pérdida de carga y expansión de la arena en ensayo (Cruz Vélez – 1993)

Considerando la posibilidad del empleo de velocidades de filtración más elevadas que las tradicionalmente utilizadas cuando el medio filtrante no se encuentra totalmente estratificado, Castilla Miranda (1997) e Isaac (1997) desarrollaron una investigación en una instalación piloto de filtración directa ascendente. Estaba constituida por seis unidades filtrantes, utilizando agua coagulada en el mecanismo de neutralización de cargas, estando montada en las dependencias de la planta de tratamiento de agua de San Carlos.

Esta planta recibe agua cruda proveniente de tres fuentes diferentes, siendo la principal de ellas el Ribeirão do Feijão de mejor calidad, que contribuye con más del 80% del caudal afluente. Excepto en los meses lluviosos, la calidad del agua solamente tuvo pequeñas variaciones, con valores máximos de la turbiedad debajo de 50 UT. Aunque se registraron valores relativamente altos del color aparente causados esencialmente por material en suspensión, no se tuvo color verdadero significativo.

Por otro lado, en lo que se refiere a la calidad bacteriológica, el agua cruda presentó un grado de contaminación elevado, a veces superior a los valores límites recomendados por Di Bernardo (1993) para la aplicación de la filtración directa ascendente.

La instalación piloto se alimentó con el agua de una de las tres fuentes a la planta de San Carlos, coagulada con el mecanismo de neutralización de cargas. Las dosis de sulfato de aluminio utilizadas, determinadas en la fase de pre-operación que precedía a cada ensayo de filtración, estuvieron situados en la faja del 27 al 54% en relación a las aplicadas en la planta. El trabajo experimental se desarrolló en las siguientes etapas:

- Preparación de los mantos soporte y de arena (selección, lavado, cernido).
- Introducción de arena en los filtros y ensayo de expansión del medio granular, con el objetivo de obtener diferentes grados de mezcla en cada filtro.
- Ensayos de fluidificación.

- Ensayos preliminares de filtración.
- Ensayos de filtración.
- Ensayo granulométrico para evaluar la disposición final de los granos de arena en cada filtro, en cuanto a la mezcla o estratificación.

La alimentación con agua coagulada a los seis filtros piloto se efectuaba desde un recipiente de nivel constante mediante un vertedero de demasías. Parte del caudal de exceso era enviado a un turbidímetro de flujo continuo. Una válvula control regulaba la descarga libre del caudal deseado, a un embudo a partir del cual una tubería llevaba el agua coagulada al respectivo filtro.

El recipiente de nivel constante estaba colocado a 3,00 m sobre el nivel de salida de agua de los filtros a fin de tener una carga hidráulica para producir el escurrimiento del caudal de alimentación de agua coagulada a cada filtro. La cañería de acceso por el fondo del respectivo filtro tenía una derivación que posibilitaba las descargas de fondo.

Una parte del caudal de exceso del recipiente de nivel constante era derivada a un equipo de monitoreo para controlar las condiciones de coagulación. Se constató durante una semana que los gráficos registraban valores siempre cercanos a cero. Esa situación indicaba que la coagulación era efectuada por medio de neutralización de carga. Próximo a la salida de cada filtro había un punto de toma de agua para alimentar un turbidímetro de escurrimiento continuo.

En la parte inferior de cada filtro había diversos registros que permitían conocer a través de una maniobra adecuada, respectivamente la entrada del agua coagulada, el desvío del agua coagulada, la entrada del agua para lavado, la descarga de fondo o la entrada del agua en la interfase arena-grava.

El lavado de los filtros se efectuó por medio de la aplicación de aire y agua. La introducción de aire se realizó en la entrada situada debajo de la placa perforada. El caudal de aire y el caudal de agua para lavado se midieron a través de dos rotámetros (uno para aire de 1200 l/h y otro para agua de 600 l/h).

Las pérdidas de cargas a distintas alturas H (m) del filtro, se determinaron por medio de tomas de presión para lecturas en los siguientes piezómetros: P_1 para $H_1 = 0,00$ m, P_2 para $H_2 = 0,60$ m, P_3 para $H_3 = 1,05$ m, P_4 para $H_4 = 1,50$ m, P_5 para $H_5 = 1,95$ m y P_6 para $H_6 = 3,30$ m.

| Subcapa | Tamaño de los granos (mm) | Espesores (cm) |
|---------|---------------------------|----------------|
| 1 | 31,7 – 25,4 | 7.5 |
| 2 | 25,4 – 15,9 | 7.5 |
| 3 | 15,9 – 9,6 | 7.5 |
| 4 | 9,6 – 4,8 | 7.5 |
| 5 | 4,8 – 2,4 | 15.0 |
| 6 | 9,6 – 4,8 | 7.5 |
| 7 | 15,9 – 9,6 | 7.5 |

Tabla 6. Composición del manto soporte (Isaac e Castilla Miranda)

La capa soporte presentaba las mismas características en los seis filtros. Su composición se basó en los resultados obtenidos por Di Bernardo y Fernandes (1987), con una pequeña modificación en el espesor de las subcapas, como se indica en la **Tabla 6**, resultando un espesor total de 0,60 m.

La capa de arena, aunque presentaba la misma composición granulométrica en los seis filtros, difería de uno a otro en cuanto a la disposición de los granos en su interior. La separación inicial de la arena se realizó previamente utilizándose cernidores con aberturas de malla entre 2,00 mm y 0,59 mm. La curva granulométrica se muestra en la **Figura 14**.

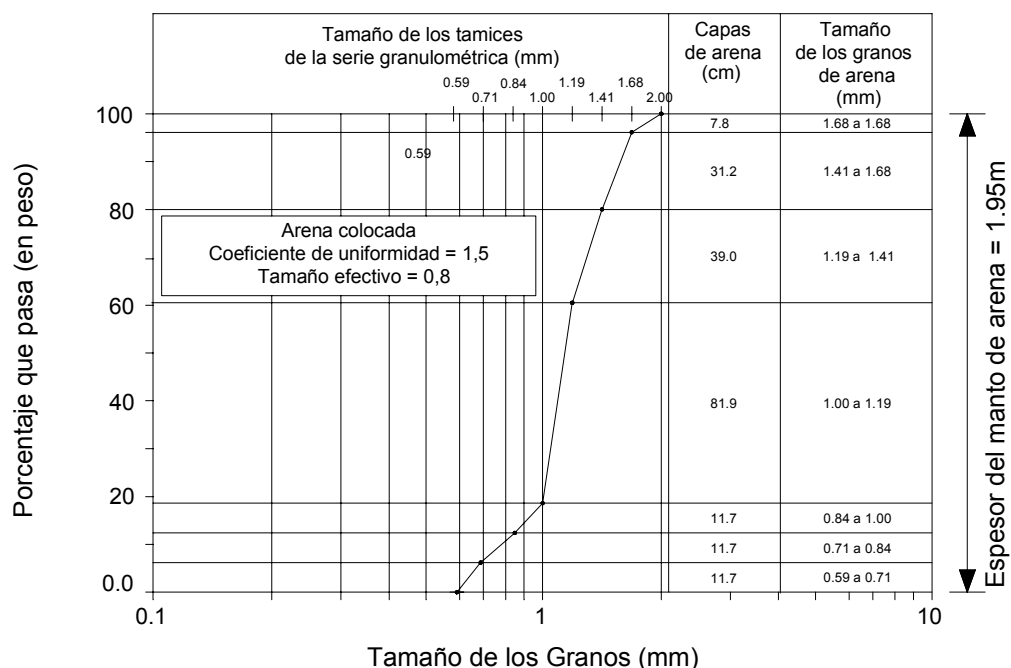


Figura 14. Curva de distribución granulométrica de la arena utilizada por Castilla M. e Isaac (1987)

La capa de arena tenía un espesor de 1,95 m, obtenido a partir de la compactación normal causada por la sedimentación de los granos luego de su expansión. Este procedimiento según Couderc (1985), es el que mejor refleja las condiciones de un filtro en escala real. Con las alturas definidas resultó una altura total del manto filtrante (grava+arena) de 2,55 m. Es importante destacar que la densidad específica de la arena así como su porosidad media y esfericidad, se determinaron posteriormente a través de ensayos de fluidificación.

En el primer filtro (F1) se colocó la arena totalmente estratificada, o sea dispuesta por capas, cada una de ellas conteniendo granos con tamaños situados entre las aberturas de las mallas de dos tamices consecutivos. En los demás filtros la arena se introdujo inicialmente totalmente mezclada. Seguidamente, a fin de obtener un grado de mezcla diferente en cada uno de los cinco últimos filtros, se expandió la capa de arena durante una hora con los siguientes porcentajes: 80% (filtro F2), 65% (filtro F3), 50% (filtro F4), 35% (filtro F5) y 20% (filtro F6). Para esa operación se utilizó un módulo adicional de

1,30 m de largo acoplado a la parte superior del filtro, introduciéndose agua por el sistema del lavado. Posteriormente en los ensayos de fluidificación y en el lavado, luego de cada ensayo de filtración, la expansión máxima fue del 20% en los filtros, teniendo cuidado de no superar ese porcentaje para no alterar el grado de mezcla de la arena en cada uno. Luego de esta etapa inicial comenzaron los ensayos de fluidificación.

Se realizaron ensayos de fluidificación del manto de arena de los seis filtros con velocidades crecientes (teóricas) de 120, 160, 200, 240, 280, 320, 360, 440, 520, 600 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ y así progresivamente hasta utilizar la máxima carga hidráulica disponible sin superar la expansión límite del 20%. Luego de la estabilización del escurrimiento se anotaron las lecturas piezométricas y la expansión del lecho. De esa forma se pudo determinar para cada filtro la curva de crecimiento de la pérdida de carga en función de la velocidad de escurrimiento, la región de fluidificación incipiente, la velocidad mínima de fluidificación y la pérdida de carga para el lecho totalmente fluidificado. Durante todos los ensayos se midió la temperatura del agua.

En todos los filtros se realizaron ensayos para velocidades de filtración de 200, 280, 360, 440 y 520 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, sin descarga de fondo intermedia y con cuatro descargas de fondo intermedias. Los ensayos con velocidades de filtración de 200 y 440 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, sin descarga de fondo intermedia y con cuatro descargas de fondo intermedias se repitieron en los filtros F1, F3 y F6, a fin de evaluar la eficiencia de la tecnología empleada respecto a la calidad bacteriológica del agua.

Las paredes de los filtros de material transparente (acrílico) permitieron la observación visual de la existencia o no de grietas o huecos en la interfase, principalmente cerca del final de las carreras de la filtración. También podría constatarse visualmente la existencia o no de fluidificación de los granos menores de arena en la parte superior del medio filtrante, especialmente cuando se aplican las velocidades de filtración más elevadas (360, 440 y 520 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$).

Después de concluir la carrera de un filtro, se cerraba la válvula de entrada del agua coagulada y se abría la del desvío, siendo el agua coagulada descartada por la cañería de drenaje. El registrador acoplado al turbidímetro continuo era desconectado en ese momento.

Luego de concluidos los ensayos en los seis filtros, se desconectaban el bombeo de agua cruda y la bomba dosadora de solución de sulfato de aluminio. El consumo total de la solución de sulfato de aluminio se determinaba con la disminución del nivel líquido en el tanque. Se podía calcular el caudal dosado en el intervalo de tiempo cuando la bomba dosadora permanecía conectada. En la etapa siguiente, se ejecutaba el lavado de los filtros y seguidamente, la pre-operación de forma de preparar la realización de otro ensayo de filtración.

La operación con descargas de fondo intermedias se realizó de modo de lograr la limpieza del manto soporte, con la consecuente recuperación de la carga hidráulica y aumento de la carrera de la filtración. En función de la calidad del agua cruda y de las velocidades de filtración se realizaron cuatro descargas de fondo intermedias. La introducción del agua en la interfase arena-grava se efectuó a una velocidad media de 800 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, medida a través del rotámetro para agua (caudal de 217 L/h). Ese valor de la velocidad se adoptó a partir de la recomendación de Fernandes (1987), quien obtuvo mayor eficiencia en esta operación para velocidades entre 600 y 1000 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$. Por observación visual, el nivel líquido permanecía prácticamente estable sobre el manto filtrante.

Las descargas de fondo se programaron de la siguiente forma:

- $H = 2,20 \text{ m}$ = máxima pérdida de carga total fijada en la arena y grava.
- $H_o =$ pérdida de carga en la grava y arena limpias (m).
- $N = 4$ = número adoptado de descargas de fondo en una carrera.
- $(H-h_o)/(N+1) = \Delta h$ = incremento progresivo de la pérdida de carga por retención de impurezas entre descargas de fondo sucesivas.
- $H_o + \Delta h$ = pérdida de carga total determinada para producir la primera descarga de fondo.
- $(h_o + \Delta h) + \Delta h$ = ídem para la segunda descarga.
- $(h_o + \Delta h) + 2\Delta h$ = ídem para la tercera descarga.
- $(h_o + \Delta h) + 3\Delta h$ = ídem para la cuarta y última descarga.

Así para $H = 2,20 \text{ m}$, $h_o = 0,60 \text{ m}$ y $N = 4$ = número de descarga, se tiene:

- $\Delta h = (2,20 - 0,60)/(4+1) = 0,32 \text{ m}$.
- $H_1 = (0,60 + 0,32) = 0,92 \text{ m}$ = pérdida de carga total para la 1ª. descarga.
- $H_2 = 0,92 + 0,32 = 1,24 \text{ m}$ = pérdida de carga total para la 2ª. descarga.
- $H_3 = 1,24 + 0,32 = 1,56 \text{ m}$ = pérdida de carga total para la 3ª. descarga.
- $H_4 = 1,56 + 0,32 = 1,88 \text{ m}$ = pérdida de carga total para la 4ª. descarga.
- $H = 1,88 + 0,32 = 2,20 \text{ m}$ = pérdida de carga total. Se consideraba terminada la carrera del filtro.

Los mismos tamices utilizados inicialmente en los ensayos granulométricos se emplearon para verificar las condiciones de cada capa retirada de los filtros, tamizándose una porción de aproximadamente 1 Kg.

En base al trabajo realizado, Castilla Miranda e Isaac (1987) concluyeron que:

- a) En relación a la disposición inicial y final de los granos de arena en la filtración directa ascendente, en cuanto a la mezcla o estratificación para arenas con tamaño de los granos entre 2,00 mm y 0,59 mm, diámetro efectivo de 0,8 mm y coeficiente de uniformidad 1,5, se tiene:
 - a.1) Existe una gran mezcla de los granos del lecho de arena de diversos tamaños, independientemente si fueron dispuestos estratificados o mezclados completamente. Sin embargo esa mezcla no es total, con porcentajes crecientes de los granos menores del sector inferior hacia el sector superior del lecho, pero existiendo diferencias entre los filtros.
 - a.2) Esa mezcla se produce durante el lavado simultáneo con aire (velocidad del orden de 15 l/s.m^2) y agua (velocidad del orden de $500 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$). Por otro lado, el lavado final sólo con agua para una expansión máxima del 20% (velocidad del

orden de $1500 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$), no es suficiente para provocar la re-estratificación de la arena.

- a.3) La pérdida de carga en el lecho fijo fue mayor para filtro con arena colocada inicialmente estratificada. A pesar que la porosidad media fue prácticamente la misma, la disposición de los granos mayores y menores entre sí en cuanto a la mezcla, afecta la distribución de los tamaños de los vacíos en el manto y consecuentemente la pérdida de carga.
- a.4) La velocidad mínima de fluidificación observada en los medios granulares parcialmente mezclados es notoriamente superior a la velocidad de fluidificación de los granos menores de arena (280 m/d), debido al efecto de obstrucción por parte de los granos de mayor tamaño. La velocidad mínima de fluidificación es mayor en el caso donde los granos están más mezclados, obteniéndose un valor experimental del orden de 800 m/d para el medio granular dispuesto inicialmente estratificado y arriba de 1000 m/d para el lecho en donde la mezcla de los granos fue mayor. A pesar de ello, todos los valores de velocidad mínima de fluidificación observados fueron mayores que los valores obtenidos por métodos teóricos encontrados en la literatura.
- a.5) Para velocidades de filtración de hasta $520 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ y para la granulometría de la arena empleada, no existe riesgo de fluidificación. El medio granular dispuesto inicialmente estratificado, que fue parcialmente mezclado debido a los lavados, presentó mayor tenor de granos finos en la porción superior del medio filtrante en relación a los demás filtros.
- a.6) Luego de alcanzar la condición de fluidificación total, la pérdida de carga en todos los medios granulares se iguala, independientemente de la disposición inicial, siendo numéricamente igual al peso del manto sumergido.
- b) Respecto a la influencia de la disposición inicial de los granos en el desempeño de la filtración directa con velocidades de hasta $520 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, para tratar aguas con una turbiedad inferior a 30 UT y color aparente debajo de 120 UC en un filtro con un manto de arena de 1,95 m de espesor y granulometría según lo especificado en el punto a), se concluye:
 - b.1) La calidad del agua filtrada luego de la etapa inicial, en términos de turbiedad y color aparente, satisface a la deseada, o sea, turbiedad menor que 1 UT y color aparente menor a 5 UC, independientemente de la disposición inicial de los granos de arena para todas las velocidades estudiadas.
 - b.2) La calidad bacteriológica del agua filtrada evaluada en términos de coliformes totales, no presentó diferencias entre el medio granular menos mezclado y aquellos más mezclados.
 - b.3) La disposición inicial y final de los granos, en cuanto a la mayor o menor mezcla, incide no solamente en la pérdida de carga en el medio granular limpio sino también, en la velocidad del incremento de la pérdida de carga debido a la retención de impurezas. Tiene efectos directos en la duración de las carreras de filtración cuando se las da por finalizadas con el criterio de la pérdida de carga límite. En ese caso, las carreras de mayor duración se alcanzan para la condición de mayor mezcla de los granos de arena.

- b.4) Se constató que la retención de impurezas durante la filtración se produce en la capa de grava y principalmente, en la porción inferior del manto de arena (25% del espesor).
- b.5) La aplicación de las velocidades de filtración más elevadas, como 440 y 520 m³/m².d, condujeron a la producción de mayor volumen efectivo de agua filtrada manteniendo la pérdida de carga final de 2,20 m sin tendencia del filtro a: la fluidificación del lecho, de perder la capacidad de retención de la turbiedad y la ruptura de la interfase grava-arena. Sin embargo, el volumen producido de agua filtrada fue menor que para las velocidades más bajas, indicando la necesidad de prever en nuevos proyectos, la realización de estudios técnico-económicos para evaluar la mejor solución a emplear.
- b.6) Se constató la sensibilidad de la filtración directa ascendente con respecto al mecanismo de la coagulación química. El control de la coagulación tuvo una incidencia directa en la calidad (turbiedad) del efluente, independientemente de la disposición inicial y final de los granos para todas las velocidades de filtración estudiadas.

3. FILTRACIÓN DOBLE: FLUJO ASCENDENTE – DESCENDENTE

La doble filtración ascendente-descendente se caracteriza por el empleo de filtración directa ascendente como pretratamiento de la filtración descendente. El agua coagulada pasa inicialmente por el filtro ascendente, que contiene un medio filtrante de granulometría apropiada para producir agua filtrada con turbiedad permanentemente inferior a 10 UT, la cual de inmediato es sometida a la filtración descendente.

En la **Figura 15** se muestra un esquema de una instalación de doble filtración, en donde ambos filtros están en la misma unidad. La operación de ambos filtros debe ser suspendida, cuando uno de ellos tiene que ser lavado. Otra posibilidad, que depende de la capacidad de la instalación, es la de tener dos baterías independientes, una de filtros con escurrimiento ascendente y otra de filtros con escurrimiento descendente.

En las instalaciones de doble filtración, es imperativo que los filtros de escurrimiento ascendente sean operados con descargas de fondo intermedias.

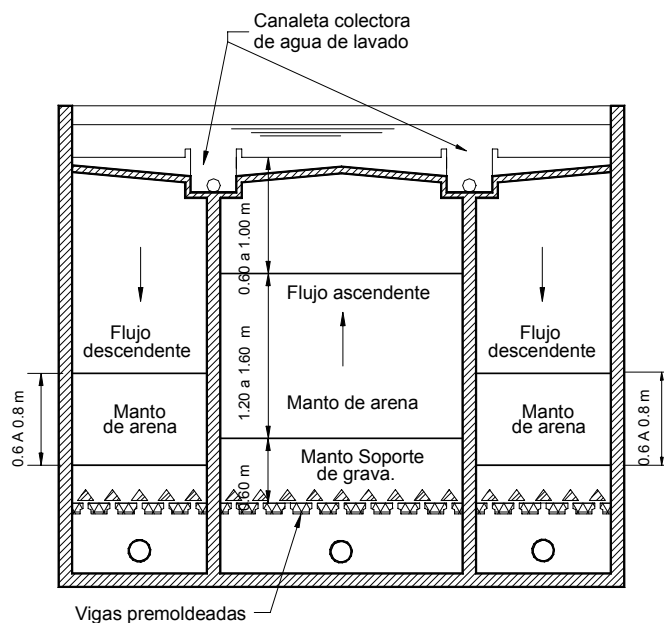


Figura 15. Esquema de una Instalación de doble filtración

Cuando el agua para lavado fuese bombeada, se pueden tener dos bombas para funcionar en paralelo en ocasión del lavado y una bomba cuando fuese necesaria la introducción de agua en la interfase.

Si el agua para lavado proviniese del tanque elevado, es necesario el uso de una válvula o de algún dispositivo para limitar el caudal de agua en la interfase, pues en general la cañería es derivada de la que transporta el agua para el lavado de los filtros.

Las principales ventajas de la doble filtración en relación a la filtración directa ascendente, son:

- Permite el tratamiento de agua cruda con peor calidad.
- Permite el uso de velocidades de filtración más elevadas.
- Ofrece mayor seguridad desde el punto de vista operativo en relación a las variaciones bruscas de la calidad del agua cruda.
- Es mayor la remoción global de microorganismos, aumentando la seguridad en la desinfección final.
- No hay necesidad de descargar agua filtrada en el filtro ascendente en el comienzo de la carrera de filtración, ya que esa agua será filtrada en el filtro descendente.

La principal desventaja de la filtración doble en relación a la filtración directa ascendente está relacionada con los costos de implantación, operación y mantenimiento, los cuales son mayores en la filtración doble.

Contribuciones importantes respecto a la filtración de agua coagulada en manto de grava resultaron los trabajos realizados por Tanveer (1995), Tanveer y otros (1996a) y Tanveer y otros (1996b), Wegelin y otros (1996), Cruz Vélez y otros (1998) y Megda (1999).

Tanveer (1995), Tanveer y otros (1996a) y Tanveer y otros (1996b) estudiaron la filtración con escurrimiento horizontal en una unidad con dos compartimentos: el primero con grava de 20 mm de tamaño medio y el segundo, con grava de 8 mm de tamaño medio. El afluente fue preparado con agua de un grifo y caolinita, de modo que la turbiedad resultara entre 160 y 500 UT, siendo el sulfato de aluminio el coagulante utilizado.

Las principales conclusiones del estudio experimental fueron las siguientes:

- a) Para velocidades de filtración comprendidas entre 72 y 168 m/d fue obtenido un efluente con turbiedad permanentemente menor o igual a 2 UT.
- b) El primer compartimento operó como un sedimentador removiendo materiales aglutinados de mayor tamaño mientras que en el segundo predominó el efecto de filtración, con acción de la profundidad en la remoción de partículas de menor tamaños.
- c) La duración de la carrera de filtración fue función de la turbiedad del afluente y de la velocidad de filtración, variando entre varias horas hasta 20 días.

En función de los datos obtenidos, el autor procuró modelar el funcionamiento de esa clase de unidad con respecto a la remoción de partículas y estudió la influencia de diversos aspectos operativos en el desempeño de la unidad, tales como son el mecanismo de coagulación, características de la mezcla rápida, calidad del afluente, limpieza del medio granular, etc.

Wegelin y otros (1996) realizaron estudios en una instalación de Filtración en Múltiples Etapas localizada en Bolivia, cambiando el funcionamiento del prefiltro de escurrimiento horizontal por filtración ascendente en grava y coagulando el agua cruda, a fin de adecuar la calidad del efluente para su aplicación a los filtros lentos. Aún con valores muy elevados de la turbiedad del agua cruda, los autores observaron en forma consistente un

efluente con turbiedad menor o igual a 5 UT, comprobando la posibilidad de aplicar la filtración directa ascendente en lechos de grava.

Cruz Vélez y otros (1998) estudiaron la filtración directa ascendente en lecho de grava correspondiente al efluente de una unidad de prefiltración dinámica, utilizando sulfato de aluminio como coagulante. Para una pérdida de carga máxima de 0,40 m en el medio granular, debido a retención de impurezas, tratando un afluente con turbiedad del orden de 200 UT, se produjo un efluente con turbiedad menor a 5 UT y carreras de filtración con duración de 74 h para velocidad de filtración de 268 m/d, de 144 h para velocidad de filtración 144 m/d y que después de 168 h la pérdida de carga en el medio granular era solamente de 0,18 m para la velocidad de filtración de 72 m/d.

Megda (1999) y Gusmão (2000) estudiaron el desempeño de la filtración doble en una instalación piloto, utilizando filtración ascendente de grava y arena de tamaño grueso como pretratamiento y filtración rápida descendente. Megda (1999) estudió solamente la filtración directa ascendente en grava, operando con agua cruda proveniente de una fuente superficial, con turbiedad inferior a 70 UT y empleando velocidades de filtración en el filtro ascendente entre 12 y 115 m/d, siendo de 250 m/d en el filtro descendente de arena. El medio granular del filtro de grava estaba constituido por cuatro subcapas, cada una de 0,30 m de espesor, con los siguientes tamaños: la primera entre 19,1 y 31,7 mm, la segunda entre 9,6 y 15,9 mm, la tercera entre 4,8 y 9,6 y la cuarta entre 2,4 y 4,8 mm.

El filtro descendente poseía arena con las siguientes características granulométricas: tamaño de los granos entre 0,42 a 1,41 mm, tamaño efectivo igual a 0,54 mm, coeficiente de uniformidad de 1,57 y espesor del manto igual a 0,70 m. La pérdida de carga máxima en el medio granular del filtro ascendente fue de 0,40 m y en el filtro descendente de 2,00 m, las principales conclusiones son las siguientes:

- a) El filtro ascendente de grava presentó una capacidad de amortiguar los picos de turbiedad de hasta 70 UT.
- b) La velocidad de filtración en el filtro ascendente influyó en la duración de la carrera y en la calidad del efluente producido en esa unidad. A menor velocidad de filtración, mayor resultó la duración de la carrera y menor fue la turbiedad del efluente.
- c) La duración de la carrera de filtración del filtro descendente fue influenciada por el desempeño del filtro ascendente. A mayor turbiedad del efluente del filtro ascendente, resultó más corta la duración de la carrera del filtro descendente.
- d) La eficiencia global de la instalación de la filtración doble fue relativamente alta respecto a la remoción de la turbiedad, color aparente, hierro y coliformes totales. En general, la turbiedad del efluente final fue siempre inferior a 1 UT, el color aparente menor a 5 UC, la concentración del hierro inferior a 0,1 mg/l y el NMP de los coliformes totales siempre menor a 5 UFC/100 ml.

Gusmão (2000) comparó la filtración directa ascendente en grava con la filtración directa ascendente en arena gruesa, como pretratamiento en la filtración rápida descendente. El filtro ascendente de grava tenía el mismo material granular utilizado por Megda (1999). El de arena gruesa poseía las siguientes características granulométricas: tamaño de los granos entre 0,84 y 2,40 mm, tamaño efectivo igual a 1,0 mm, coeficiente de uniformidad igual a 1,6, espesor del manto de 1,60 m. Las características de la arena de los filtros descendentes fueron iguales a las usadas por Megda (1999). La pérdida carga en el

medio granular del filtro ascendente de grava fue limitada a 0,40 m, en el filtro ascendente de arena gruesa a 2,00 m y en el filtro descendente a 1,60 m.

Utilizando velocidades de filtración de hasta 480 m/d en las dos unidades (ascendente y descendente) y tratando agua proveniente de fuente superficial con turbiedad que alcanza hasta 100 UT, el autor concluyó básicamente que:

- a) Para velocidades de filtración en el filtro ascendente de grava inferiores a 120 m/d, se producía retención importante de impurezas en esa unidad. Sin embargo la carrera de filtración se terminaba siempre por la pérdida de carga límite en el filtro descendente.
- b) Para velocidades de filtración en el filtro ascendente de arena gruesa inferiores a 300 m/d, ocurría una retención importante de impurezas en esa unidad (en relación a la descendente), causando la terminación de la carrera de filtración siempre por alcanzar la pérdida de carga límite de 2,00 m.
- c) Para velocidades de filtración de 120 a 180 m/d en el filtro ascendente de grava, el desprendimiento de impureza fue muy grande, causando la colmatación rápida del filtro descendente.
- d) Para velocidades de filtración mayores a 300 m/d en el filtro ascendente de arena, el desprendimiento de impurezas hacía que el filtro descendente también contribuyese en la retención global de impurezas.

Según Gusmão (2000), debe haber una granulometría del material granular intermedia (entre la de la grava y la de la arena gruesa estudiadas) en el filtro ascendente y una combinación de la velocidad de filtración de los filtros ascendente y descendente en función de la calidad del agua cruda, que optimice el desempeño global de la instalación.

4. CARACTERÍSTICAS DE LOS PROYECTOS Y DE LA OPERACIÓN EN LA FILTRACIÓN DIRECTA ASCENDENTE: PRINCIPALES PARÁMETROS

En el inicio de la década del noventa, Di Bernardo (1993) compiló los principales avances relativos a la filtración directa ascendente obtenidos desde la década del setenta, principalmente aquellos alcanzados en las diversas investigaciones realizadas en la Escuela de Ingeniería de São Carlos. Según el autor la evolución de la tecnología llevó a diversas variantes. En función de la calidad de agua cruda, la filtración directa ascendente puede ser aplicada con velocidad declinante o constante, esta última con o sin la ejecución de descargas de fondo intermedias. De acuerdo a los trabajos desarrollados en la década del noventa por Cruz Vélez, Lara Pinto, Castilla M. y Isaac, Tanveer, Wegelin, Megda y Gusmão se actualizaron los datos principales para el proyecto y operación de instalaciones de filtración directa ascendente, presentados en la **Tabla 7**.

| Discriminación | Filtración directa ascendente únicamente | Filtración directa ascendente de la doble filtración en arena gruesa grava gruesa | |
|--|---|---|---|
| Características del agua cruda - Turbiedad (UT) 90 % del tiempo ≤ 95 % del tiempo ≤ 100 % del tiempo ≤ - Color verdadero (UC) 90 % del tiempo ≤ 95 % del tiempo ≤ 100 % del tiempo ≤ - DBO ₅ (mg/l) - NMP coliformes totales (UFC/100 ml) - NMP de coliformes fecales (UFC/100 ml) - Carbono orgánico total (mg/l) - Densidad algal (UPA/ml) | 25 50 100 20 50 100 5 5 000 1 000 2 500 | 50 100 200 50 100 200 10 20 000 5 000 5 2 500 | 100 200 250 100 200 250 5 000 |
| Parámetros de Proyecto - Velocidad de filtración en el filtro ascendente (m ³ /m ² d) - Velocidad de filtración en el filtro descendente (m ³ /m ² d) - Número de descargas de fondo intermedias en el filtro ascendente durante la carrera de filtración - Velocidad de aplicación del agua en la interfase (m ³ /m ² d) - Mecanismo de coagulación | 120 a 240 ----- ≥ 1 600 a 1000 neutralización de cargas | 180 a 300 24 a 144 (*) 200 a 400 ≥ 4 600 a 1000 neutralización de cargas | |

(*) Los valores superiores de la velocidad de filtración en la filtración directa ascendente solamente deberán adoptarse luego de comprobar su viabilidad en la instalación piloto.

Tabla 7. Valores Máximos de los Parámetros de Calidad del Agua Cruda para el Empleo de la Filtración Directa Ascendente y la Doble Filtración y Parámetros de Proyecto

Cuando el agua cruda presenta parámetros de calidad en desacuerdo con los valores máximos recomendados en la **Tabla 7** para el empleo de filtración directa ascendente, se puede utilizar la doble filtración. En esa tecnología, la filtración ascendente se puede realizar en arena gruesa con tamaño de los granos entre 1,0 y 2,4 mm, tamaño efectivo de 1,0 a 1,2 mm y manto de espesor mínimo igual 1,2 m o en medio granular constituido por 3 ó 4 capas de grava con tamaño variable entre 25,4 y 2,4 mm y espesor total mínimo de 1,2 m.

De esa forma la filtración ascendente pasa a funcionar como pretratamiento para la filtración descendente y la velocidad de filtración dependerá del tipo de medio granular, de la duración de la carrera de filtración deseada, de la calidad del efluente, del número de filtros en la batería y del número de descargas de fondo intermedias.

Dependiendo de la capacidad de la instalación, se puede utilizar algún tipo de pretratamiento sin coagulación química (como la pre-filtración dinámica) precediendo a la filtración directa ascendente, de modo que se puede tratar agua cruda con parámetros de calidad que presenten valores que exceden los recomendados en la **Tabla 7**.

Las cajas de los filtros pueden ser construidos en hormigón armado, resina especial o chapa metálica. En general, cuando son de resina especial o chapa metálica se diseñan de base circular y de base rectangular cuando son de hormigón.

La filtración ascendente con velocidad declinante variable es una alternativa excelente desde el punto de vista operacional, pues el lavado de un filtro cualquiera de la batería está condicionado a que se alcance el nivel líquido máximo de operación en una única cámara de carga, desde donde partirán las cañerías de alimentación de los filtros. Ese sistema se puede adoptar principalmente cuando el agua cruda se presenta con valores de parámetros de calidad menores que los recomendados en la **Tabla 7**, especialmente con respecto a la turbiedad y color verdadero.

Cuando los filtros de escurrimiento ascendente sean proyectados para funcionar con descargas de fondo intermedias, se hace imprescindible que la alimentación de los mismos sean independientes a partir de cámaras de carga individuales. De tal manera, toda vez que se realice una descarga de fondo en un filtro cualquiera de la batería, los restantes tendrán su velocidad aumentada.

Sin embargo hay varias instalaciones construidas en Brasil, donde la alimentación a los filtros (con número de unidades variando de 2 a 6) se realiza desde un único conducto partiendo de una caja de nivel común. Por eso motivo, para que no existan variaciones sustanciales en las velocidades de filtración, ya que los filtros funcionan como vasos comunicantes, la realización de descargas de fondo intermedias deben realizarse en todos los filtros, de forma secuencial.

También hay que tener en cuenta la diferencia entre el tiempo de funcionamiento del filtro más sucio de la batería y el más limpio. Si esta diferencia fuese elevada, las velocidades de filtración resultarán muy diferentes. Por otro lado, si fuese muy pequeña, los lavados de los filtros de la batería se producirán en un intervalo de tiempo muy corto, determinando algunas veces que no se tenga suficiente agua para el lavado en la reserva. Se deberá tener cuidado al proyectar la reserva de agua para lavado, ya que deberá poseer un volumen compatible con el número de filtros de la batería cuando la alimentación se realiza a partir de una cámara de carga a través de una cañería tipo "manifold".

Es importante diseñar una sola cámara de carga o varias individuales receptoras del caudal de agua cruda impulsado por equipos de bombeo, ya que pueden existir fluctuaciones debido a las alteraciones del voltaje posible en la red eléctrica. Esas cámaras podrán eliminar el aire que eventualmente pudiere incorporarse en la impulsión. También sirven para verificar y medir las pérdidas de carga ocasionadas por la retención de impurezas en el lecho filtrante, con la finalidad de programar las descargas de fondo intermedias.

En la **Figura 16** se presenta un esquema de un filtro de escurrimiento ascendente con dispositivo de entrada de agua en la interfase y la ejecución de descarga de fondo intermedia. El fondo del filtro se puede construir con viguetas en forma de V invertida o en forma de troncos de pirámide, para facilitar el transporte del material retenido cuando se ejecuta una descarga de fondo.

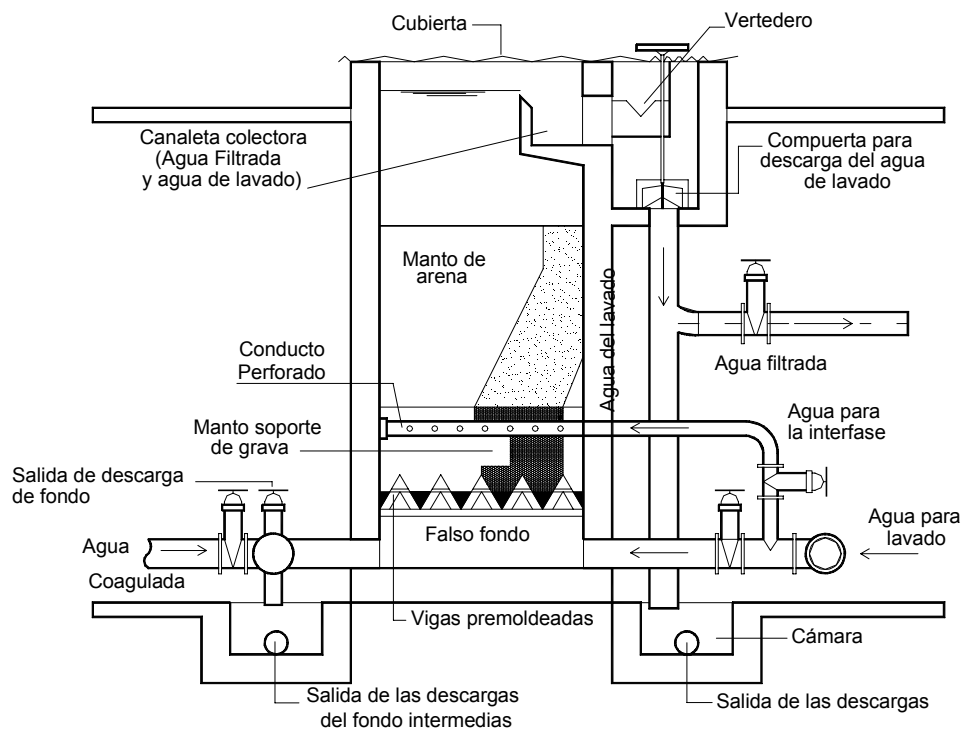


Figura 16. Esquema de un Filtro Ascendente para Operación con Descarga de Fondo Intermedia

El número de descargas de fondo intermedias dependerá esencialmente de las características del agua cruda y de la evolución de la pérdida de carga en el medio granular. En general, la pérdida de carga ocurre principalmente en el manto de grava y entre 40 y 60 cm del sector inferior del manto de arena, cuando se tiene únicamente filtración directa ascendente.

Se puede programar el número de descargas intermedias en base a la pérdida de carga total en el manto granular o teniendo en cuenta el desplazamiento del frente de

impurezas a lo largo del manto de arena. En el primer caso se mide solamente la pérdida de carga total en el medio granular (grava más arena); respecto al segundo caso se conectan piezómetros en la interfase grava-arena y espaciados 40 cm en todo el espesor del lecho de arena.

En la **Figura 17** se tiene el esquema de un programa de las descargas de fondo intermedias, en el caso de que su número sea igual a 4 durante la carrera de filtración. Se considera que la pérdida de carga en el medio granular limpio (grava más arena) es de $H_0 = 0,60$ m y que la pérdida de carga en el medio granular debida a las impurezas, es $H_f = 1,50$ m en el final de la carrera del filtro.

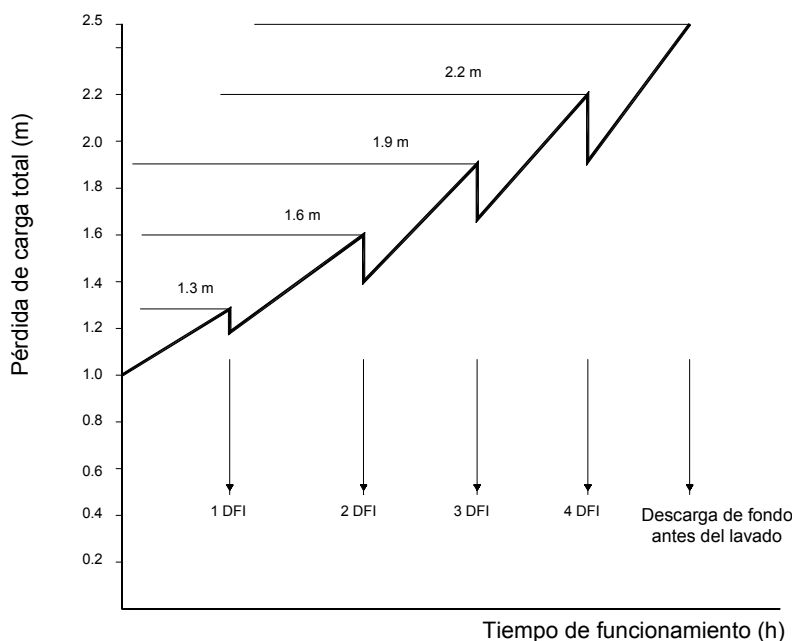


Figura 17. Programa de Descargas de Fondo Intermedias en la Filtración Directa Ascendente

El nivel de agua en la cámara individual de alimentación estará incrementado con la pérdida de carga turbulenta H_t , producido en los conductos, sistema de drenaje de los filtros, válvulas, accesorios, etc.

Por ejemplo, considerando a esa pérdida de carga turbulenta H_t igual a 0,40 m para la velocidad de filtración adoptada, se tiene una pérdida de carga inicial $H_0 + H_t$ de 1,00 m y una pérdida de carga final $H_F = H_f + (H_0 + H_t)$, igual a $1,50 + 1,00 = 2,50$ m.

Si el número de descargas de fondo intermedias, DFI, fuera igual a 4, la diferencia $H_F - (H_0 + H_t) = H_f = 1,50$ m se divide por $(DFI + 1) = 5$, resultando un crecimiento de pérdida de carga $\Delta H = H_f / (DFI + 1) = 1,50 / 5 = 0,30$ m. No se ha observado ningún beneficio que compense realizar una descarga cuando se ha alcanzado la pérdida de carga final, a menos de ser necesario antes del lavado del filtro.

De esa manera, las descargas de fondo intermedias serán ejecutadas cuando la pérdida de carga total H_f durante una carrera alcance los siguientes valores:

- Primera DFI: $H_{F1} = (H_o + H_t) + \Delta H = 1,00 + 0,30 = 1,30 \text{ m.}$
- Segunda DFI: $H_{F2} = H_{F1} + \Delta H = 1,30 + 0,30 = 1,60 \text{ m.}$
- Tercera DFI: $H_{F3} = H_{F2} + \Delta H = 1,60 + 0,30 = 1,90 \text{ m.}$
- Cuarta DFI: $H_{F4} = H_{F3} + \Delta H = 1,90 + 0,30 = 2,20 \text{ m.}$
- Lavado = $H_L = H_{F4} + \Delta H = 2,20 + 0,30 = 2,50 \text{ m} = H_f$ pérdida de carga final en una carrera = carga hidráulica total de diseño disponible.

Según se observa en la **Figura 16**, hay reducción de la pérdida de carga debido a la retención de impurezas después de la ejecución de una descarga de fondo intermedia, DFI, cuyo valor generalmente aumenta de la primera hasta la última DFI. La suma de esos valores representa la recuperación de carga hidráulica, la cual posibilita el aumento en la duración de la carrera filtración.

También se ha observado que en el caso de agua cruda con turbiedad o color verdadero relativamente elevados, cuando la pérdida de carga alcanza el segundo o tercer valor fijado, como se muestra en la **Figura 17**, el desarrollo de impurezas puede ocurrir en gran parte de la arena y provocar la rotura del manto.

En esas condiciones sería importante observar la evolución de la pérdida de carga a lo largo del manto de arena (ver **Figura 18**), a fin de efectuar una descarga de fondo intermedia, siempre que se tenga un crecimiento rápido del frente de impurezas en el inicio del manto de arena (cerca de 20 a 40 cm desde la interfase), ya que esa descarga, DFI, deja de ser eficiente cuando la retención de impurezas pasa el límite de 40 cm.

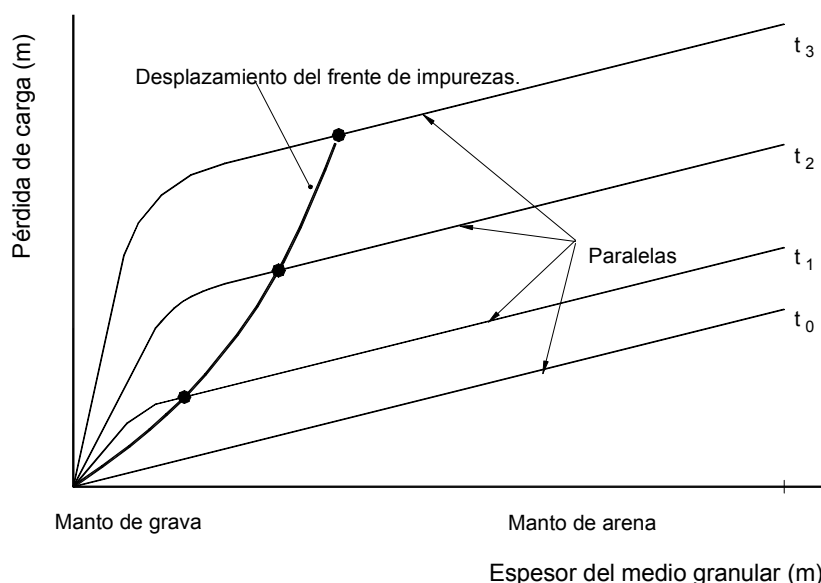


Figura 18. Comportamiento típico de la evolución de la pérdida de carga en la filtración directa ascendente a lo largo del medio granular

Se observan en esta figura las curvas de pérdida de carga a lo largo de la capa de grava y en la arena (a partir del fondo del filtro). Para las velocidades de filtración usuales en la práctica (generalmente inferiores a $300 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{día}$ en la filtración ascendente), resulta una recta en el inicio de la carrera. Después de un cierto tiempo de funcionamiento, cuando t_1 es alcanzado hay retención de impurezas en la capa de grava y en la de arena. Hay un punto de inflexión en esa curva, a partir del cual, la curva de pérdida de carga para ese tiempo t_1 es paralela a la del inicio de la carrera. Utilizándose este procedimiento para diferentes tiempos de filtración, se obtiene la curva de desplazamiento del frente de impurezas para el caso de no haber sido realizadas descargas de fondo intermedias, como se muestra en la **Figura 18**.

La determinación de la dosis y pH respectivos de la coagulación puede ser efectuada por medio de ensayos utilizando ya sea papel filtro Whatman 40, filtro de laboratorio o filtro piloto, método que dependerá de la capacidad de la planta de tratamiento y de la calidad de operación y mantenimiento.

En general para establecimientos que tratan caudales inferiores a 100 l/s y agua cruda con turbiedad y color verdadero inferiores a 25 UT y 50 UC , es recomendable el uso de la técnica de filtración en papel de filtro o en filtro de laboratorio. Para el caso del agua cruda con turbiedad y color verdadero mayores a los mencionados, se recomienda el uso del filtro piloto con similar granulometría de los filtros de esa estación.

En general cuando es variada la dosis de coagulante durante un ensayo de filtración utilizando una de esas tres técnicas, resulta una curva semejante a la representada en la **Figura 19**. La dosis adoptada deberá estar en la faja recomendada, ya que valores menores provocan falta de especies hidrolizadas positivas de la sal aplicada (aluminio o hierro) y valores mayores a los de esa faja causan el fenómeno de reversión de la carga.

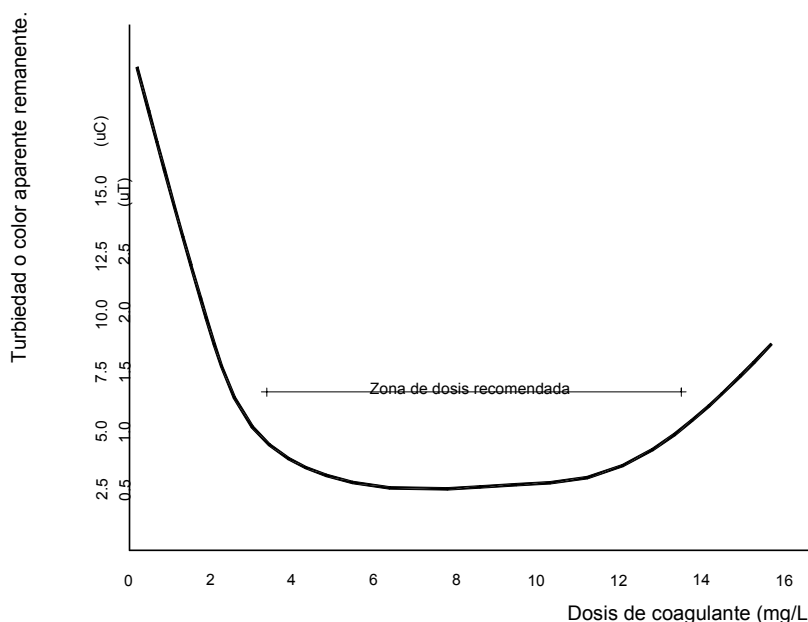


Figura 19. Curva típica de la turbiedad o color aparente remanentes obtenida en ensayo de filtración

5. EJEMPLOS DE PLANTAS DE TRATAMIENTO DE FILTRACIÓN DIRECTA ASCENDENTE – FDA

Ejemplo 1

Proyecto de una planta de tratamiento de FDA con velocidad de filtración constante y operación sin descargas de fondo para un caudal $Q = 25 \text{ m}^3/\text{h} = 6,94 \text{ l/s}$.

Caracterización del Agua Cruda

- Fuente: proviene del lago situado en la cuenca hidrográfica perteneciente al área de protección de un municipio.
- Características determinadas en un período de 3 años.
 - Turbiedad: 3,5 a 12,4 UT.
 - Color aparente: 30 a 60 UC.
 - Color verdadero: 5 a 20 UC.
 - pH: 6,4 a 6,8.
 - Alcalinidad total: 9 a 23 mg CaCO_3/l .
 - Dureza total: 35 a 53 mg CaCO_3/l .
 - Temperatura: 19 a 25°C.
 - Coliformes totales: 330 a 1780 NMP/100 ml.
 - Coliformes fecales: 50 a 300 NMP/100 ml.
 - Conductividad eléctrica: 30 a 50 $\mu\text{S}/\text{cm}$.
 - Hierro total: 0,05 a 0,30 mg/l.
 - Otros metales: no detectados.
 - Carbono orgánico total: 1,3 a 2,3 mg/l.
 - Potencial zeta: -7,2 a -2,8 nV.
 - Concentración de algas: < 500 UPA/ml. Familia predominante: clorofíceas

Ensayos de Tratamiento

Utilizando sulfato de aluminio y filtración en papel de filtro Whatman 40, se observó que era posible obtener agua filtrada con turbiedad menor a 0,5 UT. La dosis de coagulante estaba entre 3,4 y 8,3 mg/l y pH de coagulación comprendido entre 6,2 y 6,5, que configure una coagulación en el mecanismo de neutralización de cargas.

Características de las Instalaciones Proyectadas

- Número de filtros: $N = 2$.
- Área de cada filtro: $A_f = L \cdot L = 1,5 \cdot 1,5 = 2,25 \text{ m}^2$, siendo $L = 1,50 \text{ m}$ = lado de la base cuadrada.
- Velocidad de filtración operando un solo filtro: $U_f = 600/2,25 = 266,66 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d} = 0,308 \text{ cm}$ (cuando se retira para su lavado).
- Mezcla rápida: se efectúa mediante el agregado de la solución del coagulante, a través de un inyector colocado en el conducto de salida de la cámara de carga que recibe el caudal de agua cruda.

Operación de los Filtros

- Velocidad de filtración: para mantenerla aproximadamente a la velocidad media de diseño, en cada filtro, la diferencia máxima del tiempo de funcionamiento entre ambas unidades debe ser de 4 horas, para carreras de filtración con duración variable entre 30 y 60 horas. Esa situación es debida a que las entradas están alimentadas por un conducto único de agua coagulada.
- Lavado de un filtro: es efectuado solamente con agua cuando la pérdida de carga en el medio granular, mantos de arena y soporte de grava, resulta de 2,00 m. La velocidad ascensional es $U_L = 1,11 \text{ m/min.}$, para un caudal de lavado $Q_L = 150 \text{ m}^3/\text{h}$ durante 10 minutos.
- Agua para el lavado: Es impulsada a los filtros desde un tanque elevado de 300 m^3 de agua filtrada.
- Sistema de lavado: Antes de iniciar el lavado se efectúa una descarga de fondo, tratando de remover la materia retenida, principalmente del manto soporte de grava, pues los flóculos situados en ese sector difícilmente son descargados durante el lavado.

Esquema de los Principales Detalles de los Filtros

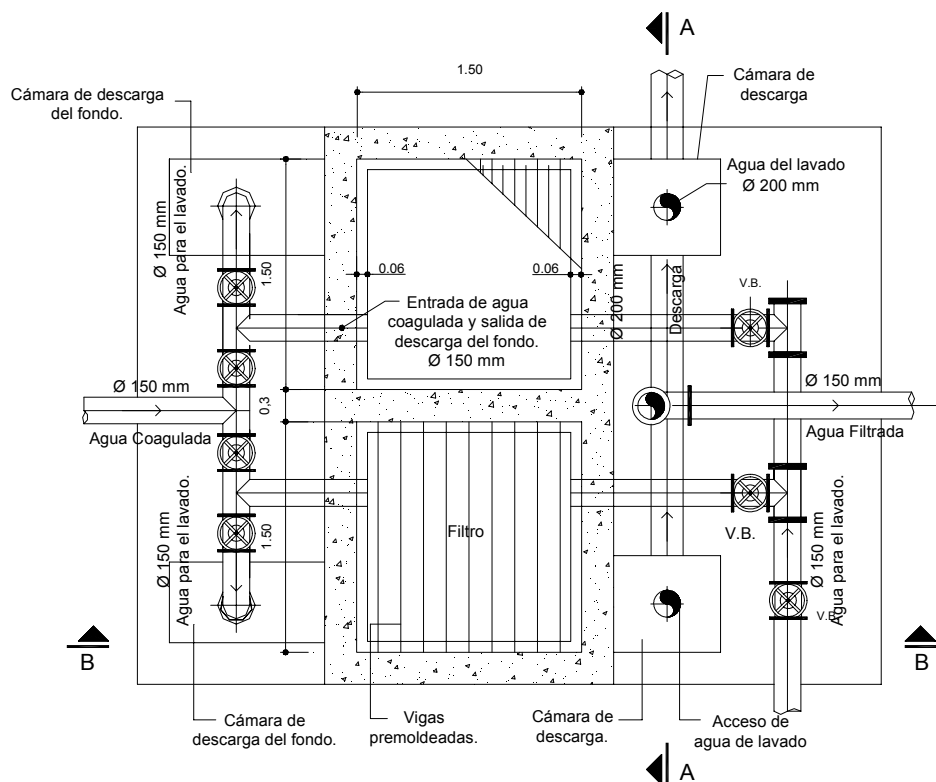


Figura 20. Planta de la batería de filtros

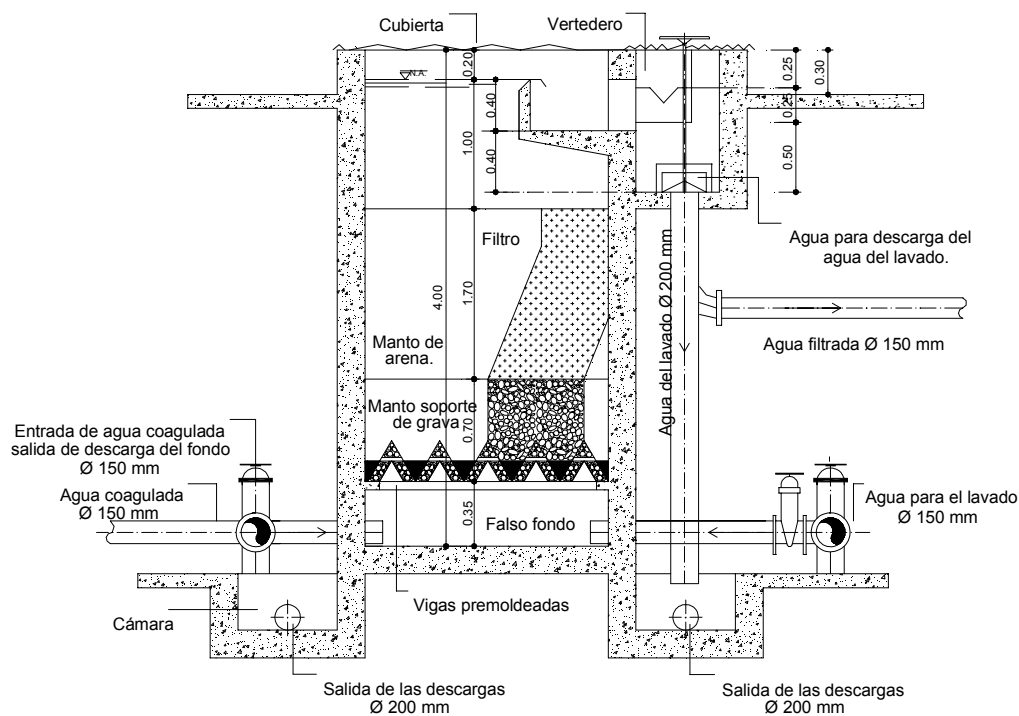


Figura 21. Corte A - A

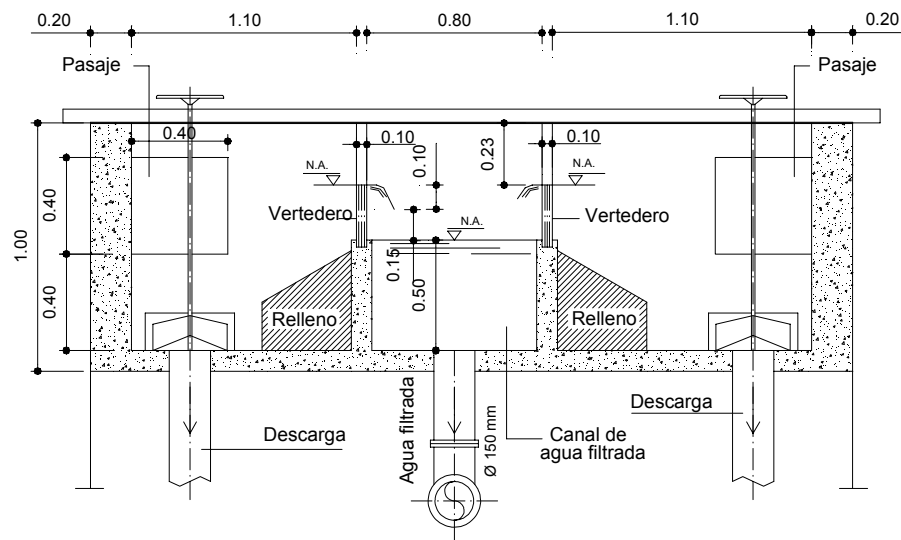


Figura 22. Corte B – B (del sistema de salida de agua filtrada y descarga de agua de lavado)

Ejemplo 2

Proyecto de una planta de tratamiento de filtración directa ascendente, FDA, con velocidad de filtración declinante y operación sin descargas de fondo intermedias, para tratar un caudal de $240 \text{ L/s} = 20.736 \text{ m}^3/\text{d} = 864 \text{ m}^3/\text{h}$.

Caracterización del Agua Cruda

- Fuente: proveniente de una fuente superficial ubicada en la ladera de la Sierra de Mantigueira, Estado de San Pablo, Brasil, en una cuenca hidrográfica perteneciente al área de protección ambiental de un municipio.
- Características determinadas en un período de 5 años:
 - Turbiedad: 90% del tiempo es inferior a 3,5 UT; en el 95% inferior a 5,0 UT y en el 99% inferior a 10 UT.
 - Color aparente: 5 a 30 UC.
 - Color verdadero: 2,5 a 10 UC.
 - pH: 6,1 a 6,6.
 - Alcalinidad total: 4,0 a 8,5 mg CaCO_3/l .
 - Dureza total: 15 a 25 mg CaCO_3/l .
 - Temperatura del agua: 17 a 26°C.
 - Coliformes totales: 50 a 430 NMP/100 ml.
 - Coliformes fecales: 0 a 50 NMP/100 ml.

- Conductividad eléctrica: 40 a 70 $\mu\text{S}/\text{cm}$.
- Concentración de hierro total: 5,9 a 6,3.

Ensayos de Tratamiento

Utilizando sulfato de aluminio y filtración en papel de filtro Whatman 40, se observó que era posible obtener agua filtrada con turbiedad menor a 0,5 UT. La dosis de coagulante estaba entre 2,6 a 6,3 mg/l y el pH de coagulación comprendido entre 5,9 y 8,3, que configura una coagulación en el mecanismo de neutralización de cargas.

Características de las Instalaciones Proyectadas

- Número de filtros de la batería con velocidad de filtración variable y declinante: $N = 6$.
- Área de cada filtro: $A = L.B = 5,40 \times 3,50 = 18,90 \text{ m}^2$, para: $L = 5,40 \text{ m}$ = longitud y $\beta = 3,50 \text{ m}$ = ancho de cada filtro.
- Velocidades de filtración, U_f .
 - Velocidad media: $U_f = q = Q/(N.A) = 20.736/(18,90 \cdot 6) = 182,86 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d} = 0,212 \text{ cm/s}$.
 - Velocidad máxima: $U_{f\text{máx}} = q_{\text{máx}} = 270 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$.
 - Velocidad mínima: $U_{f\text{min}} = q_{\text{min}} = 110 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ (ambas obtenidas aplicando el método de Di Bernardo).
- Mezcla rápida: el agua cruda es conducida por gravedad hasta la cámara de carga del establecimiento. Recibe la solución de coagulante a través de un inyector ubicado a un conducto de 600 mm de diámetro, provisto de malla de hierro redondo a continuación del inyector.

Operación de la Batería de Filtros

- Lavado de un filtro cualquiera de la batería: es realizada solamente cuando el nivel máximo del agua que corresponde a la pérdida de carga prefijada, ocurra en el medio filtrante debido a la retención de impurezas. Cuando un filtro es retirado de la operación normal, siempre deben tomarse muestras de agua filtrada en los restantes filtros y del efluente total de la batería, durante el período cuando se retira del servicio y después de haberlo puesto de nuevo en operación.

El monitoreo realizado después de la puesta en marcha de la planta de tratamiento, reveló que el agua producida en el filtro recién lavado debería ser descartada en un período de 10 a 30 minutos, dependiendo de la calidad del agua cruda.

Esquemas de los Principales Detalles de la Planta de Tratamiento

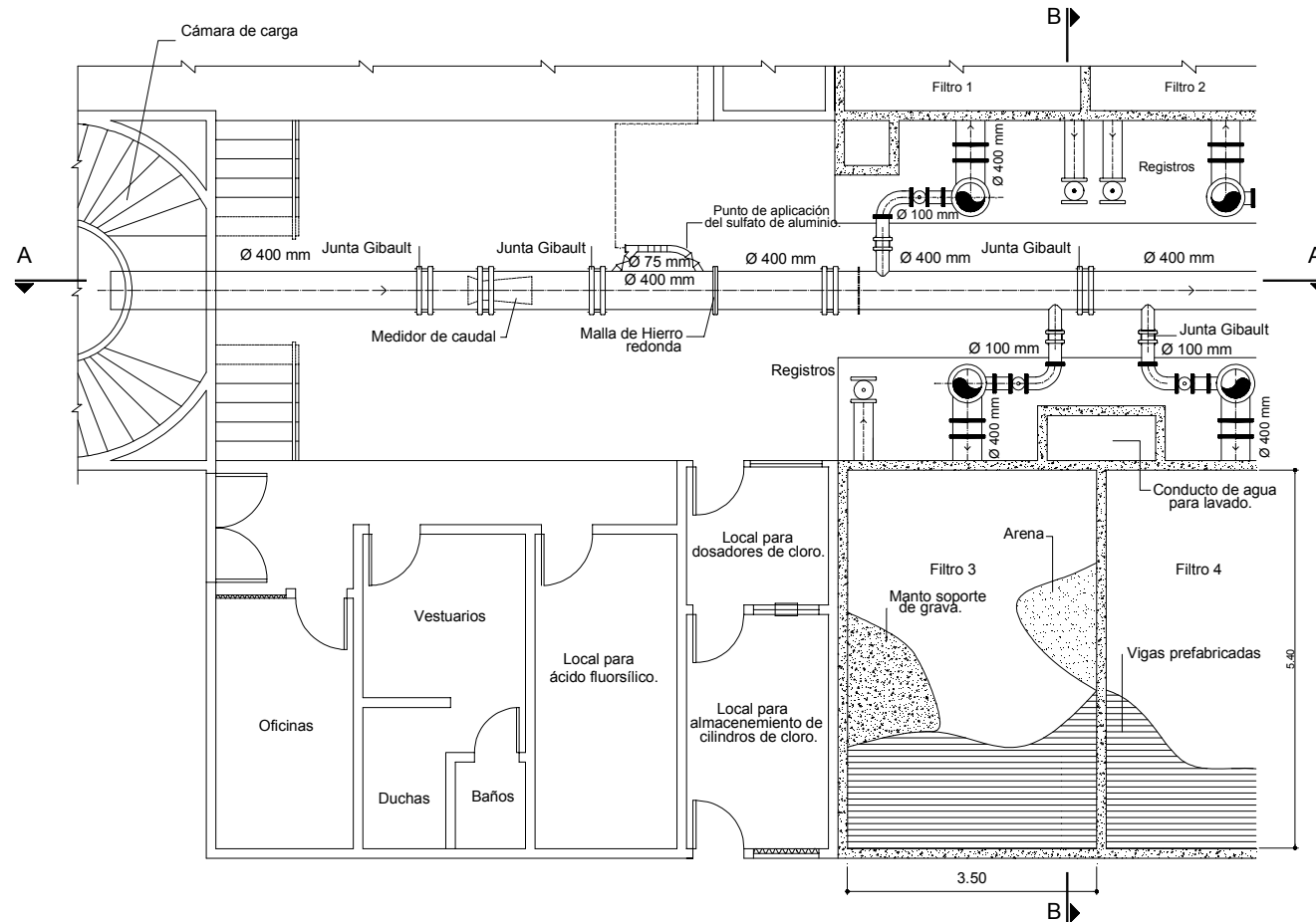


Figura 23. Planta del establecimiento

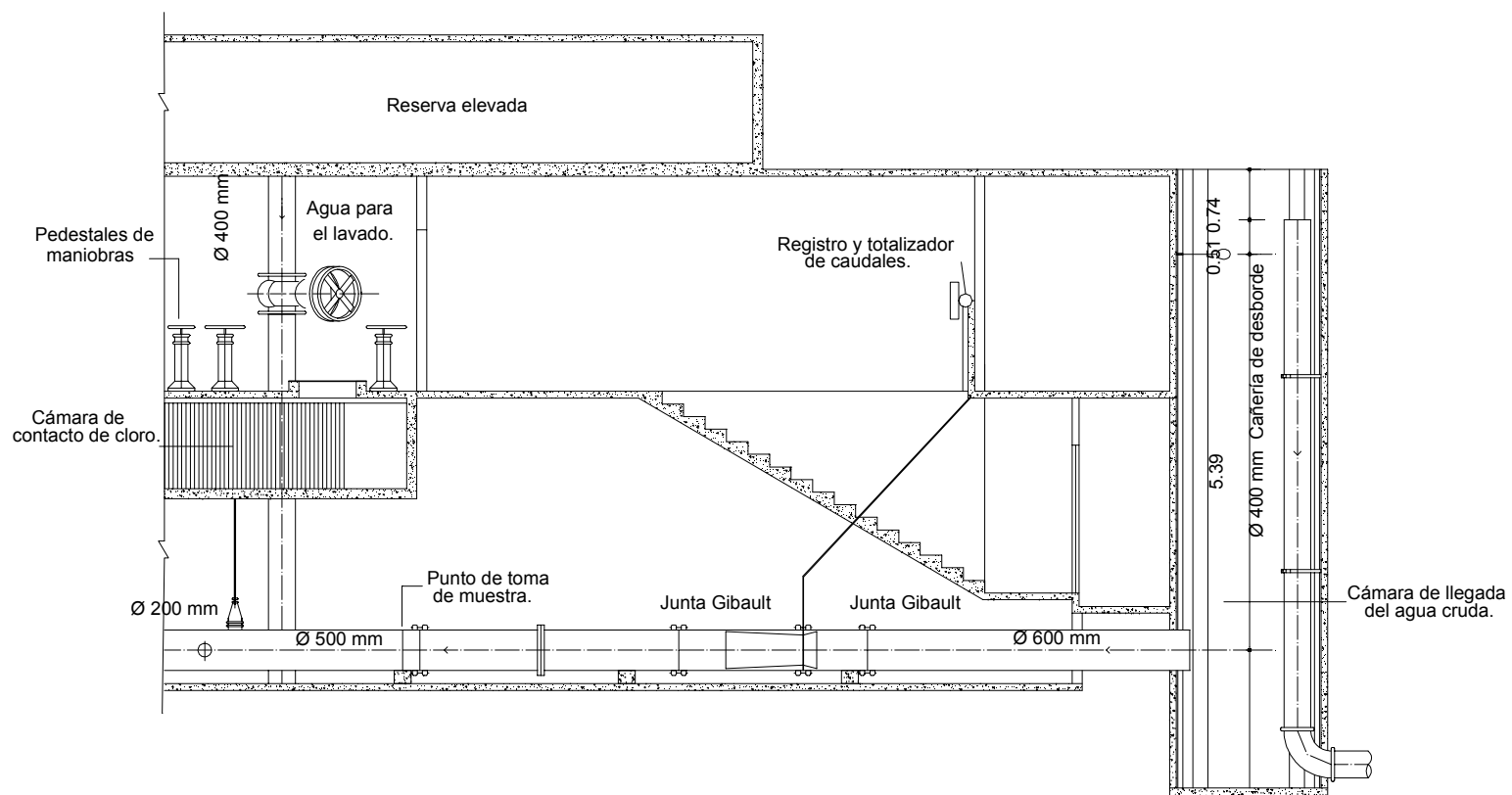


Figura 24. Corte A-A (cámara de carga)

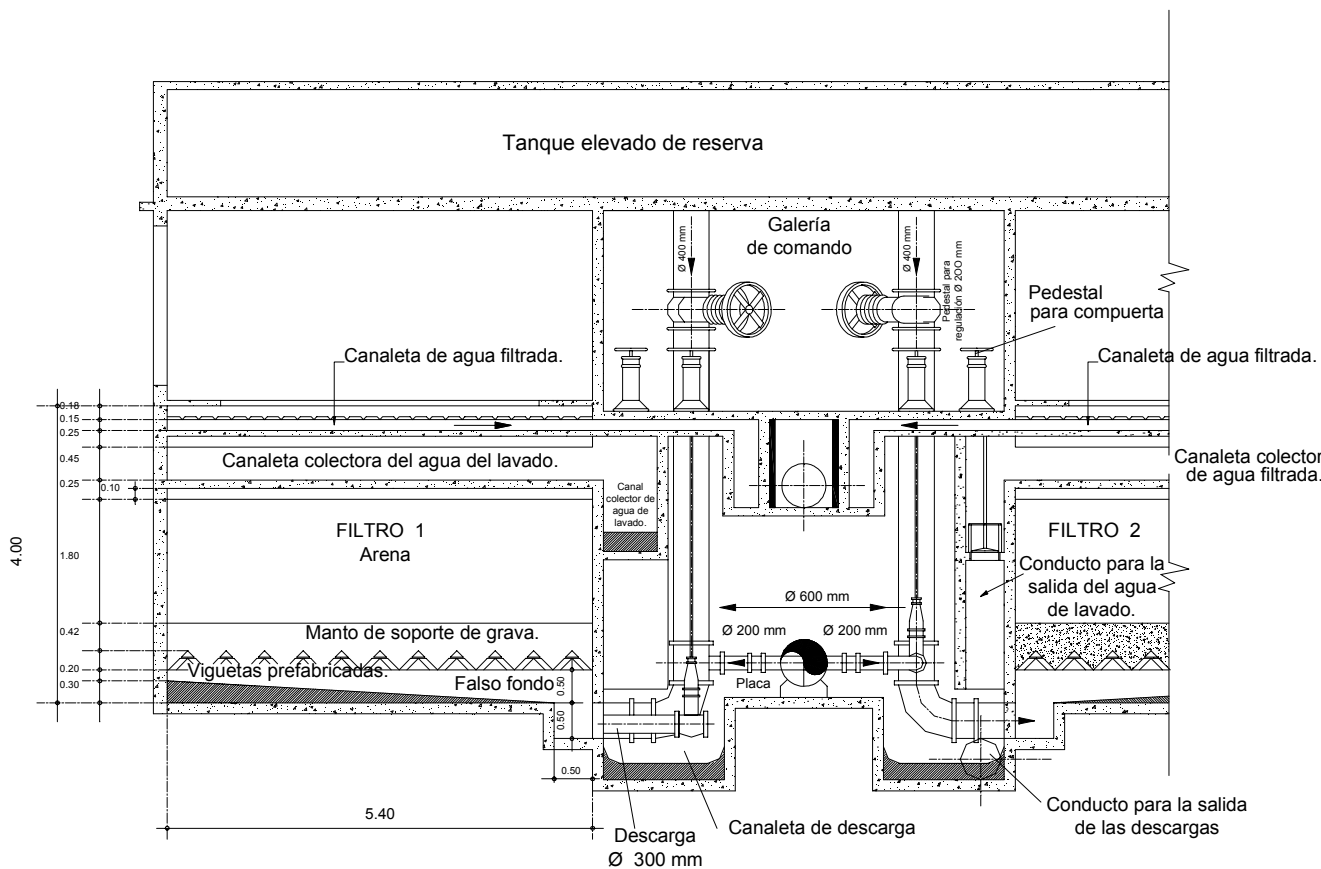


Figura 25. Corte transversal de la batería de filtro

Ejemplo 3

Proyecto de una planta de tratamiento con velocidad de filtración constante y operación con descargas de fondo intermedias para tratar un caudal $Q = 50 \text{ l/s} = 4.320 \text{ m}^3/\text{d} = 180 \text{ m}^3/\text{h}$.

Caracterización del Agua Cruda

- Fuente: proveniente de un manantial superficial ubicado en una cuenca hidrográfica de protección ambiental de un municipio.
- Características determinadas en un período de 5 años:
 - Turbiedad: en el 100% del tiempo inferior a 23 UT, en el 90% inferior a 10 UT y en el 50% inferior a 5 UT.
 - Color aparente: 10 a 60 UC.
 - pH: 6,6 a 7,1.

- Alcalinidad total: 8,0 a 10,0 mg CaCO_3/l .
- Dureza total: 6 a 7 mg CaCO_3/l .
- Temperatura del agua: 15 a 25°C.
- Coliformes totales: 36 a 920 NMP/100 ml.
- Coliformes fecales: 0 a 248 NMP/100 ml.
- Hierro total: 0,1 a 3,0 mg/l.

Ensayos de Tratamiento

Utilizando sulfato de aluminio y filtración en unidades de arena, se observó que era posible obtener agua filtrada con turbiedad menor a 0,5 UT.

La dosis de coagulante estaba entre 1,5 y 6,0 mg/l y el pH de coagulación comprendido entre 6,7 y 7, lo que significaba coagulación en el mecanismo de neutralización de cargas.

Características de las Instalaciones Proyectadas

- Número de filtros de la batería: $N = 4$, contruidos con resina.
- Diámetro interno de cada filtro: $D = 2,50 \text{ m}$.
- Area interna de cada filtro: $A = \pi.D/4 = 4,91 \text{ m}^2$.
- Velocidad de filtración de diseño: $U_f = Q_{(N.A)} = 4320/(4 \times 4,90) = 220,4 \text{ m}^3/\text{m}^2.d = 0,255 \text{ cm/s}$.
- Mezcla rápida: el agua cruda es conducida por gravedad hasta la cámara de carga del establecimiento. Mediante un inyector en un conducto de 300 mm de diámetro, provisto de una malla de hierro redondo a continuación del inyector.

Operación de la Batería de Filtros

- Velocidad de filtración: para mantener aproximadamente a la velocidad media de diseño, la diferencia máxima del tiempo de funcionamiento admisible entre los filtros es de 4 horas, cuando las carreras de filtración varían entre 30 y 60 horas. Esa situación se debe a que las entradas alimentadas por un conducto único de agua coagulada que proviene de la cámara de carga.
- Descargas de fondo intermedias: se efectúan simultáneamente con la inyección de agua en la interfase grava-arena.
- Lavado de los filtros: se instalaron tres bombas en la cisterna de agua para el lavado, siendo dos para esa operación y la restante para la inyección de agua en esa interfase grava-arena, cuando se efectúa una descarga intermedia.

La velocidad ascensional durante el lavado es de 1,1 m/min. Respecto al agua aplicada en la interfase, la velocidad o carga hidráulica es de aproximadamente de $800 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$.

- Períodos entre descargas de fondo: La pérdida de carga del manto limpio de arena y grava y las correspondientes a la conducción de agua coagulada y fondo drenante de las unidades, resultó $h_o = 0,80 \text{ m}$. En consecuencia, como la pérdida de carga total provista era de $H = 2,70 \text{ m}$ la pérdida de carga destinada para retener impurezas en los mantos de arena y grava, era la diferencia $h_f = H - h_o = 1,90 \text{ m}$.

Para $N_d = 4$ = número de descargas intermedias programadas, $H = 2,70 \text{ m}$ = pérdida de carga total proyectada para cada filtro (momento de su lavado) y $h_o = 0,80 \text{ m}$ = sumatoria de las pérdidas de carga total en el filtro limpio (del manto de arena), en el conducto de agua floculada y en el sistema drenante del falso fondo, se tiene:

$\Delta h = (H - h_o)/(N_d + 1) = (2,70 - 0,80)/5 = 0,38 \text{ m}$ = incremento constante entre los $N_d = 4$ descargas de fondo, medidas en las cámaras de carga de cada filtro.

O sea que en una carrera la 1ª descarga se hace cuando se tiene $H_1 = h_o + \Delta h = 1,18 \text{ m}$, la 2ª. cuando $H_2 = H_1 + \Delta h = 1,56 \text{ m}$, la 3ª. cuando $H_3 = H_2 + \Delta h = 1,94 \text{ m}$, la 4ª. y última cuando $H_4 = H_3 + \Delta h = 2,32 \text{ m}$, y el lavado cuando $H = H_4 + \Delta h = 2,70 \text{ m}$ = pérdida de carga total.

Para que los filtros no tengan pérdidas de carga diferentes debido a la retención de impurezas (significaría velocidades de filtración también distintas), la diferencia del tiempo de funcionamiento entre el filtro más limpio y el más sucio de la batería no debe ser mayor a 4 horas, ya que los flóculos principalmente en el manto soporte de grava son difícilmente descargados durante el lavado de la unidad.

Esquemas de los Principales Detalles de la Planta de Tratamiento

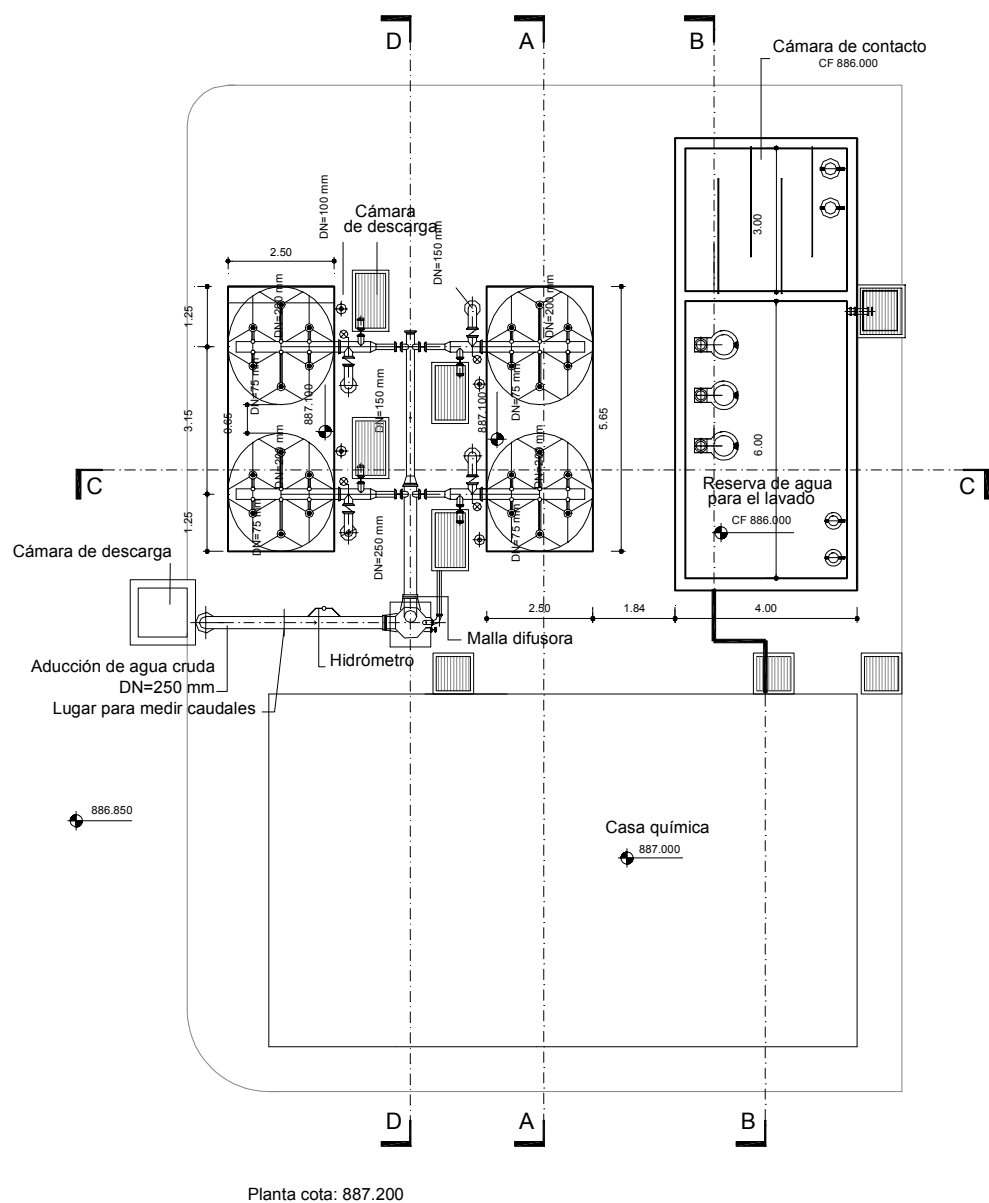


Figura 26. Planta del nivel inferior

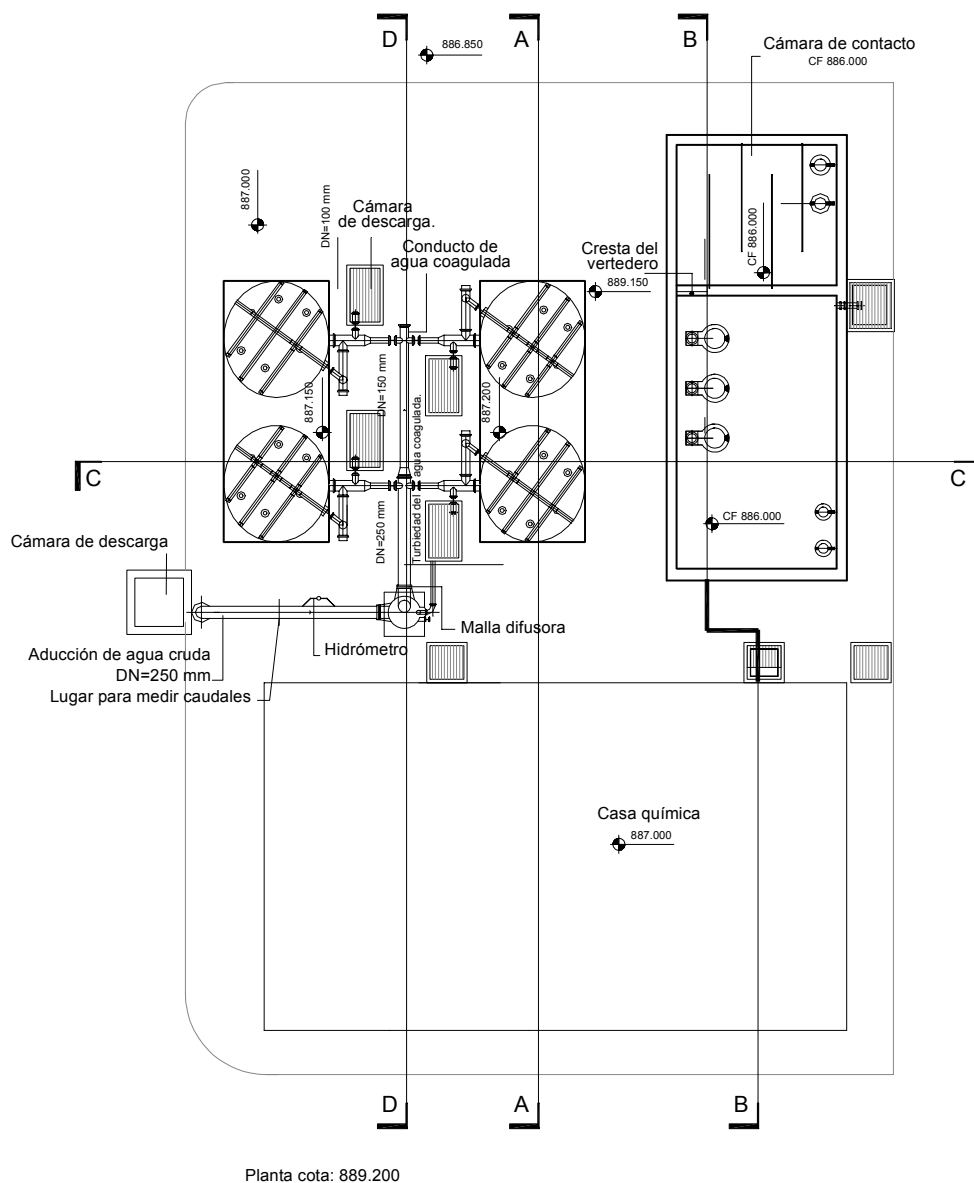


Figura 27. Planta del nivel intermedio

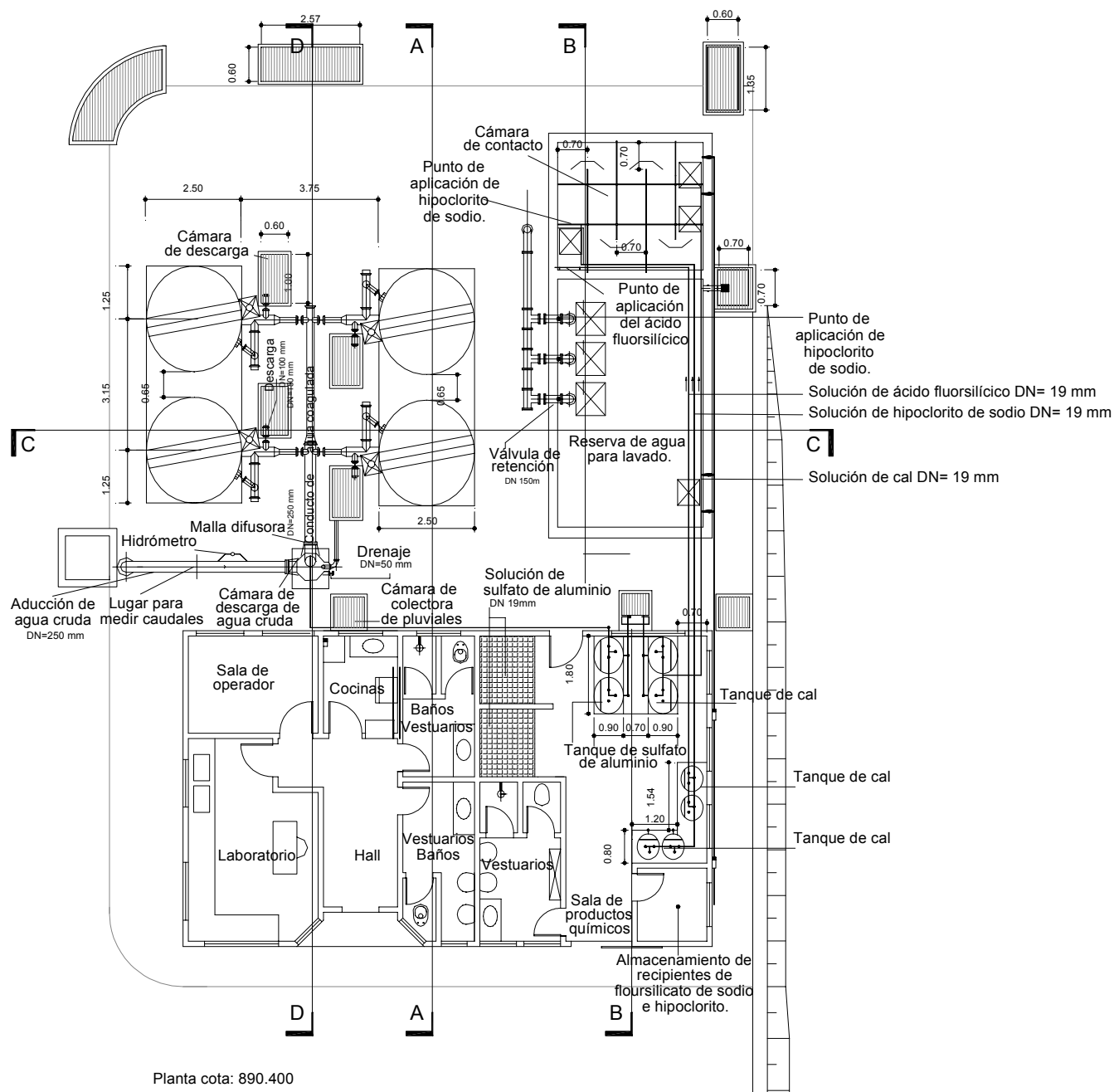


Figura 28. Planta del nivel superior

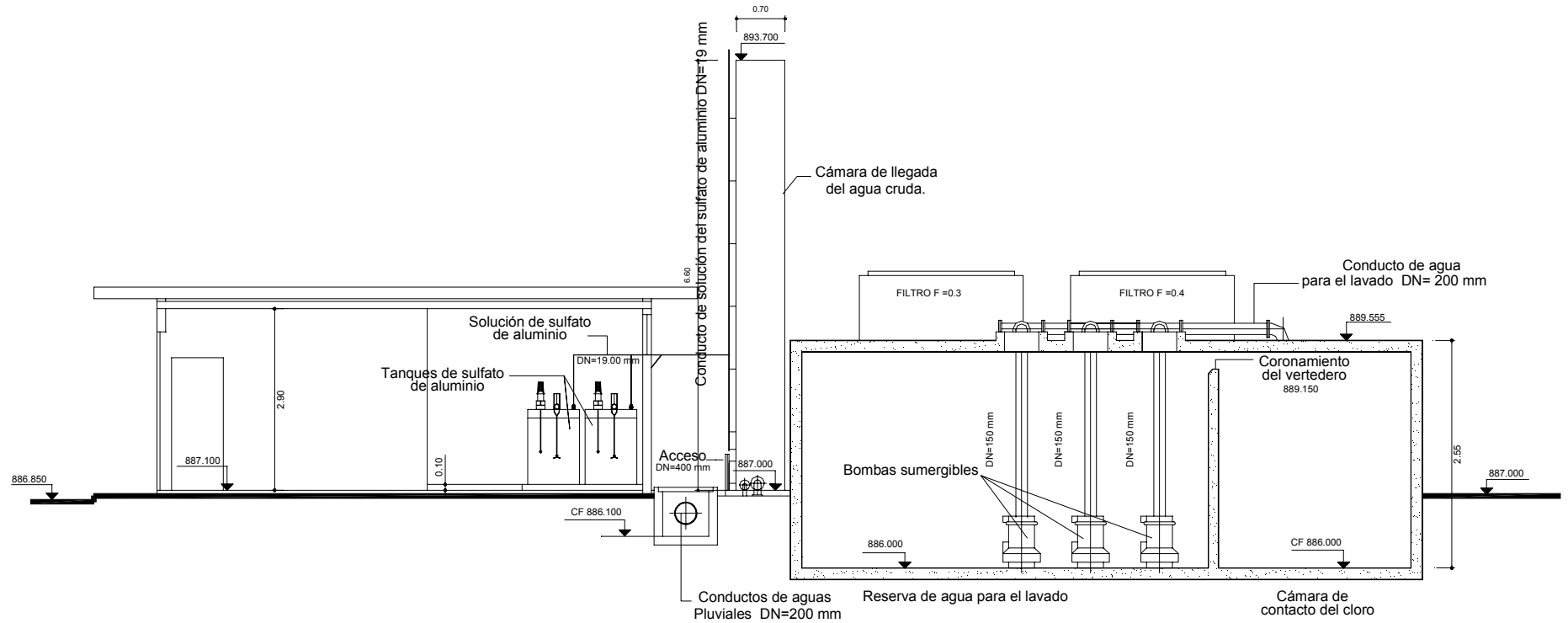


Figura 30. Corte B - B

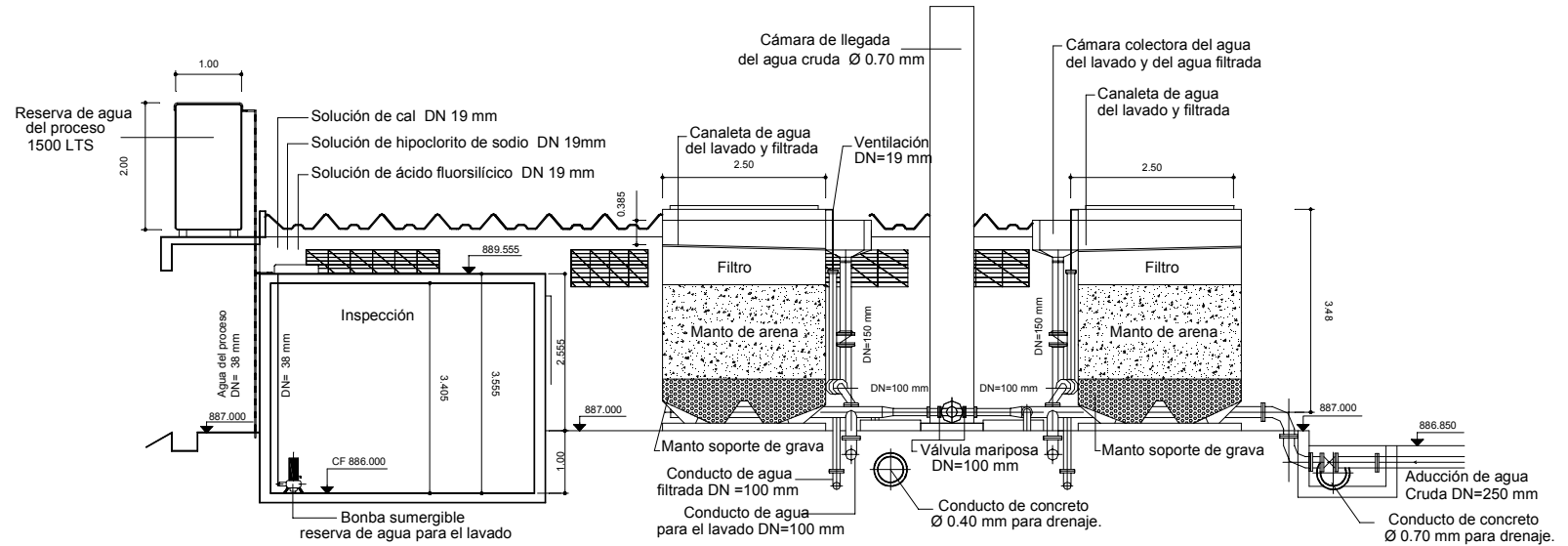


Figura 31. Corte C - C

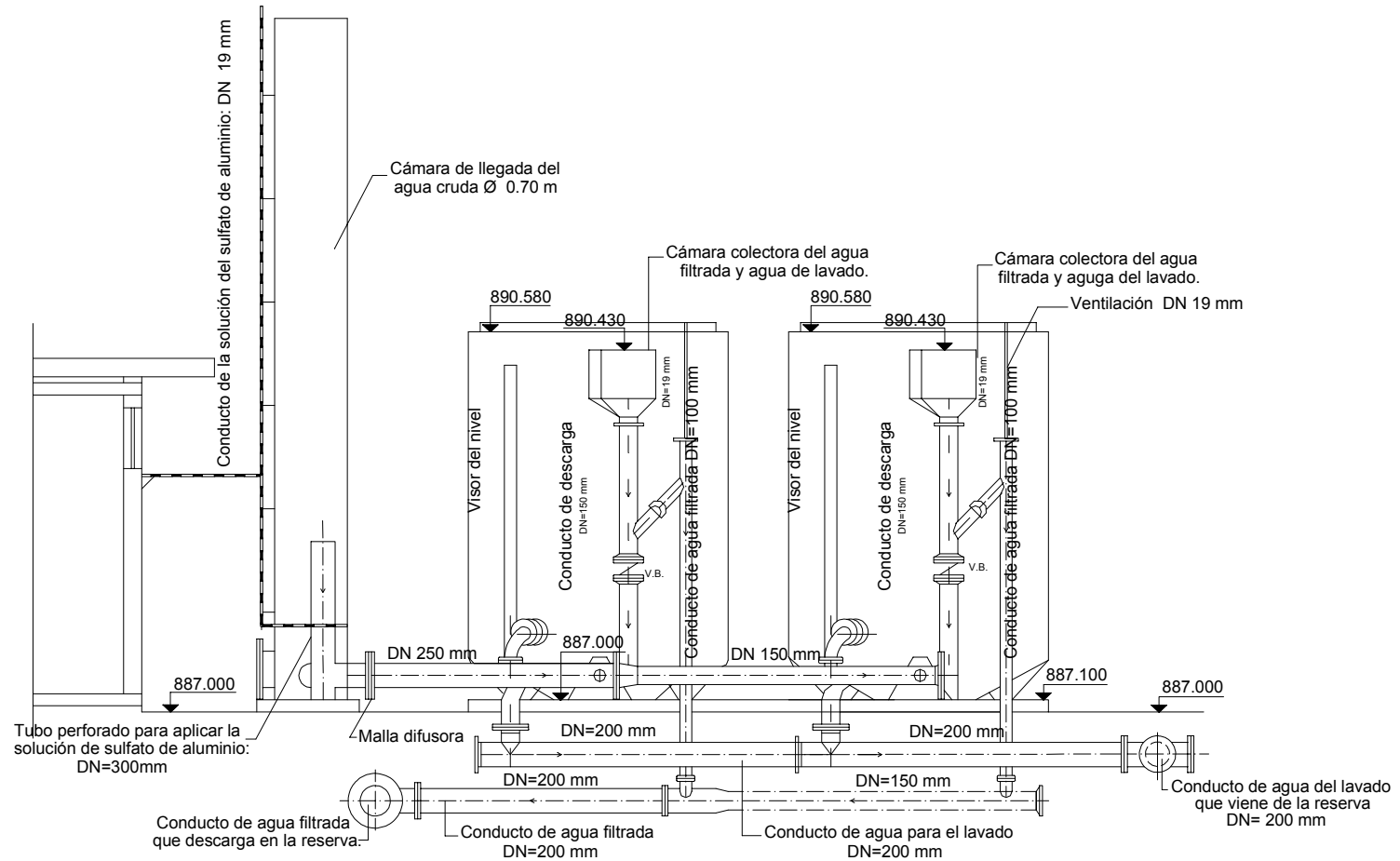


Figura 32. Corte D - D

Ejemplo 4

Proyecto de una planta de tratamiento de agua potable con filtros de flujo ascendente-descendente, con descargas intermedias de fondo.

Caudal de diseño del establecimiento

$Q_1 = 600 \text{ l/s} = 51.840 \text{ m}^3/\text{d}$ = caudal de la 1ª etapa

$Q = 1.045 \text{ l/s} = 90.288 \text{ m}^3/\text{d}$ = caudal de la 2ª etapa final

Fuente de agua cruda a tratar

Proviene de tres manantiales superficiales situados en áreas distintas, dos protegidas ecológicamente y la restante no es protegida.

Aguas arriba de la ubicación de las captaciones hay plantaciones de verduras y legumbres en donde se aplican diversos tipos de agrotóxicos, entre los principales están: lindano, endrén, dieldrén, heptacloro y DDT.

Tipos de aguas captadas a tratar

En función de los caudales captados en cada manantial, se consideran cuatro tipos de agua correspondientes respectivamente a períodos lluviosos y de estiaje.

Caracterización del agua de cada tipo

En la siguiente tabla se indican los principales parámetros que caracterizan a cada tipo del agua a tratar:

| Parámetros del agua cruda | Tipo A | Tipo B | Tipo C | Tipo D |
|---|---------|----------|---------|---------|
| Turbiedad: UT | 5,6 | 4,4 | 13,6 | 23,0 |
| Color aparente: UC | 17,0 | 17,0 | 36,0 | 30,0 |
| pH | 7,52 | 7,64 | 7,62 | 7,54 |
| Alcalinidad: $C_a \text{ CO}_3$ | 15,4 | 14,9 | 14,1 | 15,7 |
| Dureza total $C_a \text{ CO}_3$ | 19,2 | 10,9 | 19,8 | 19,6 |
| Coliformes totales: NMP/100ml | > 1600 | ausencia | > 1.600 | > 1.600 |
| Coliformes fecales: NMP/100ml | 280 | ausencia | 300 | 1.600 |
| Conductibilidad eléctrica: $\mu \text{ S/cm}$ | 19,6 | 33,0 | 42,3 | 41,2 |
| Hierro total: mg/l | 0,5 | 0,46 | 0,72 | 0,49 |
| Fosfatos total: $\mu\text{g/l}$ | 33,1 | 24,9 | - | - |
| Oxígeno consumido | 3,0 | 2,5 | 3,3 | 2,3 |
| Temperatura: °C | 18 a 22 | 18 a 22 | 19 a 24 | 18 a 24 |

En la época de la toma de las muestras para ser analizadas, la concentración de pesticidas era muy baja. A fin de tener los valores observados durante años de monitoreo del líquido de los manantiales, se aplicaron productos comerciales a los cuatro tipos resultantes de agua.

Ensayos de tratabilidad

Se efectuaron estudios en una instalación de filtros de laboratorio. Como coagulante se aplicó sulfato de aluminio y papel Whatman para simular el proceso de filtración.

Se obtuvieron las siguientes conclusiones:

- La coagulación de las aguas estudiadas podía ser eficiente en el mecanismo de neutralización de cargas, aplicando dosis de sulfato de aluminio comprendidas entre 6 y 15 mg/l con pH de coagulación entre 6,3 y 7,5.
- Para la remoción del hierro resultó eficiente efectuando preoxidación con aeración durante 3 min, o clorando con concentración de 2 mg/l.
- La remoción de pesticidas fue eficiente mediante la aplicación de carbón activado en polvo, dosificando de 10 a 20 mg/l y un tiempo de contacto mínimo de 5 min en tres cámaras en serie.
- La estabilización final del agua filtrada fue conseguida aumentando el valor del pH igual a 9, con dosis de cal entre 3 y 5 mg/l.

Tecnología aplicada: procesos unitarios

De acuerdo a las características del agua cruda y a los ensayos de tratabilidad, se han establecido los siguientes procesos unitarios en el tratamiento propuesto.

- **Precloración** para reducir la concentración del hierro y la de la materia orgánica.

Se efectúa en un punto ubicado a 1 km. aguas arriba del establecimiento potabilizador, en donde desembocan las tres aductoras que conducen el agua cruda desde los manantiales arriba descritos.

- **Dispersión del carbón activado en polvo**

Se produce en tres cámaras cilíndricas en serie cuando la concentración de carbono orgánico total, COT, supera el valor de 2 mg/l. La finalidad es producir la adsorción de los productos orgánicos, especialmente los trihalometanos, manteniendo un tiempo medio de retención hidráulica total de 10 min.

- **Coagulación:** mezcla rápida

Para tener coagulación en el mecanismo de neutralización de cargas requerida en filtración directa, se diseña una malla de hierros redondos de 19 mm de diámetro y con separación c.a.c. de 5 cm del reticulado. La malla se coloca transversalmente en el conducto de diámetro $D_N = 1200$ mm agua debajo de las cámaras de dispersión del carbón activado.

La solución de sulfato de aluminio es aplicada al interior de ese conducto mediante un inyector en la zona de mayor turbulencia producida a

continuación de la malla, con gran pérdida de carga para conseguir un alto valor del gradiente de velocidad requerido en la mezcla rápida.

• **Filtración directa:** doble filtración (dupla filtración)

a) Descripción del sistema

Está constituido por un filtro de flujo ascendente y otro descendente en serie. Una cámara de carga recibe agua coagulada y la distribuye a dos filtros ascendentes de cada unidad.

El efluente de cada filtro pasa al correspondiente filtro descendente.

La batería de filtros está formada por 6 unidades en la primera etapa de diseño y 4 unidades anexadas en la segunda etapa.

Cada unidad a su vez posee dos series de filtros ascendentes-descendentes, en paralelo, contruidos con material plástico.

b) Filtro de flujo ascendente

Número de filtros = 2, cada uno con 5,5 m de diámetro

$q = U_f = 180 \text{ a } 190 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot d = 0,208 \text{ a } 0,220 \text{ cm/s}$ = carga hidráulica = velocidad media de filtración

$D = 5,50 \text{ m}$ = diámetro de cada tanque de volumen cilíndrico

$H = 3,65 \text{ m}$ = altura total de cada filtro ascendente que incluye a la altura de las tolvas de fondo de 0,60 m

$U_L = 1,15 \text{ m/min}$ = velocidad ascensional del lavado

$t_L = 10 \text{ min}$ = tiempo medio del lavado

$H_0 = 2,20 \text{ m}$ = pérdida de carga máxima en los mantos de arena y grava durante una carrera

$h_a = 1,60 \text{ m}$ = espesor del manto de arena

$h_{g1} = 0,20 \text{ m}$ = espesor de la capa de grava superior con tamaños entre 9,6 y 19,0 mm

$h_{g2} = 0,20 \text{ m}$ = espesor de la capa de grava intermedia con tamaños entre 4,8 y 2,4 mm

$h_{g3} = 0,125 \text{ m}$ = espesor de la capa de grava intermedia con tamaños entre 6,4 y 12,7 mm

$h_{g4} = 0,125 \text{ m}$ = espesor de la capa de grava intermedia con tamaños entre 15,8 y 25,4 mm

$h_{g5} = 0,15 \text{ m}$ = espesor de la capa de grava inferior con tamaños entre 25,4 y 38,0 mm

c) Filtro de flujo descendente

Número de filtros = 2, cada uno con 4,5 m de diámetro

$q = U_f = 270 \text{ a } 285 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot d = 0,313 \text{ a } 0,330 \text{ cm/s}$ = carga hidráulica = velocidad media de filtración

$D = 4,50 \text{ m}$ = diámetro de cada tanque de volumen cilíndrico

$H = 3,60 \text{ m}$ = altura total de cada tanque de volumen cilíndrico de fondo plano

$U_L = 0,80 \text{ m/min}$ = velocidad media ascensional del lavado

$t_L = 10 \text{ min}$ = tiempo medio del lavado

$h_a = 0,60 \text{ m}$ = espesor del manto de arena

$h_{g1} = 0,05 \text{ m}$ = espesor de la capa superior con tamaños entre 2,0 y 4,0 mm

$h_{g2} = 0,05 \text{ m}$ = espesor de la capa intermedia con tamaños entre 7,9 y 4,8 mm

$h_{g3} = 0,10 \text{ m}$ = espesor de la capa intermedia con tamaños entre 15,8 y 7,9 mm

$h_{g4} = 0,15 \text{ m}$ = espesor de la capa intermedia con tamaños entre 25,4 y 15,8 mm

$h_{g5} = 0,15 \text{ m}$ = espesor de la capa inferior con tamaños entre 25,4 y 38,0 mm

d) Cámara de carga de cada filtro ascendente

$D = 1,00 \text{ m}$ = diámetro del volumen cilíndrico

$H = 6,40 \text{ m}$ = altura total de la cámara

$H_v = 5,90 \text{ m}$ = altura del vertedero de descarga del líquido coagulado desde el caño vertical de diámetro 300 mm, ubicado dentro de cámara

e) Cámara colectora de agua filtrada del filtro descendente

$D = 1,00 \text{ m}$ = diámetro del volumen cilíndrico

$H = 1,40 \text{ m}$ = altura total de la cámara

$H_v = 1,10 \text{ m}$ = altura del vertedero de descarga del líquido filtrado

En la **Figura 1, Figura 2, Figura 3 y Figura 4** se representan esquemas conteniendo principales características de los filtros, conductos, válvulas y desagües.

Operación del establecimiento potabilizador

- La velocidad de filtración U_f permanecerá constante durante la carrera de filtración, debido a que cada unidad posee cámara de carga provista de un vertedero con descarga libre en su interior. Esa velocidad de filtración se incrementa durante el período de tiempo cuando otra unidad de la batería se encuentra fuera de operación para su lavado.
- Se han previsto cuatro descargas de fondo intermedias durante una carrera de filtración de cada unidad.
- El lavado de un filtro de flujo ascendente se realiza solamente con agua cuando la pérdida de agua en el medio granular (manto soporte de grava más manto de arena) resulta de 2,20 m (considerando 0,30 m la correspondiente al escurrimiento turbulento en válvulas, conductos, ramales, curvas, etc.).
- Antes del comienzo del lavado es efectuada una descarga de fondo a fin de remover la materia retenida, especialmente la del manto soporte de grava, ya que los flóculos situados en esa región difícilmente son transportados durante el lavado.
- La planta de tratamiento fue automatizada a fin de que todas las operaciones sean comandadas desde una central de computación.

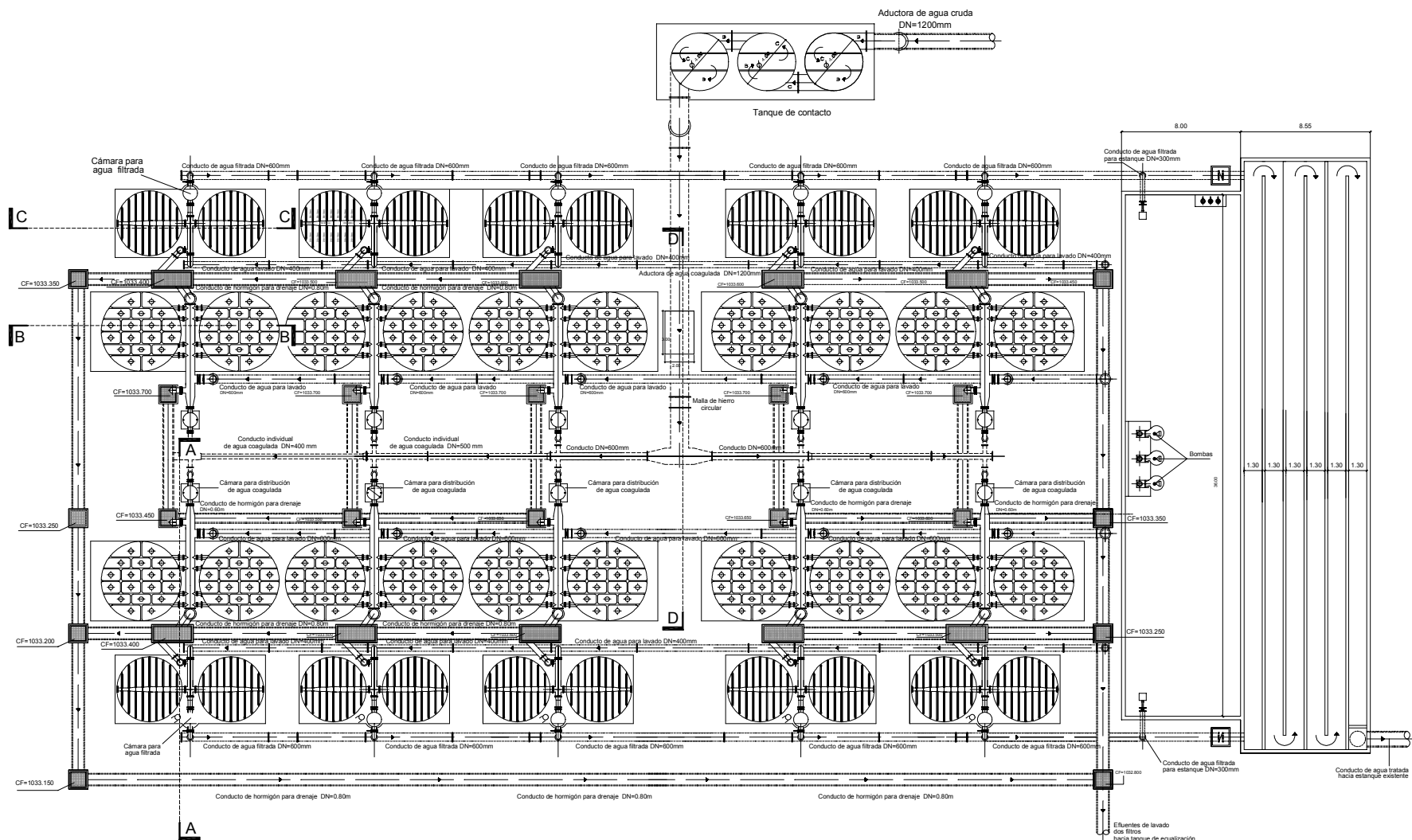


Figura 33. Planta de potabilización con filtros de flujo ascendente–descendente - Planta Inferior

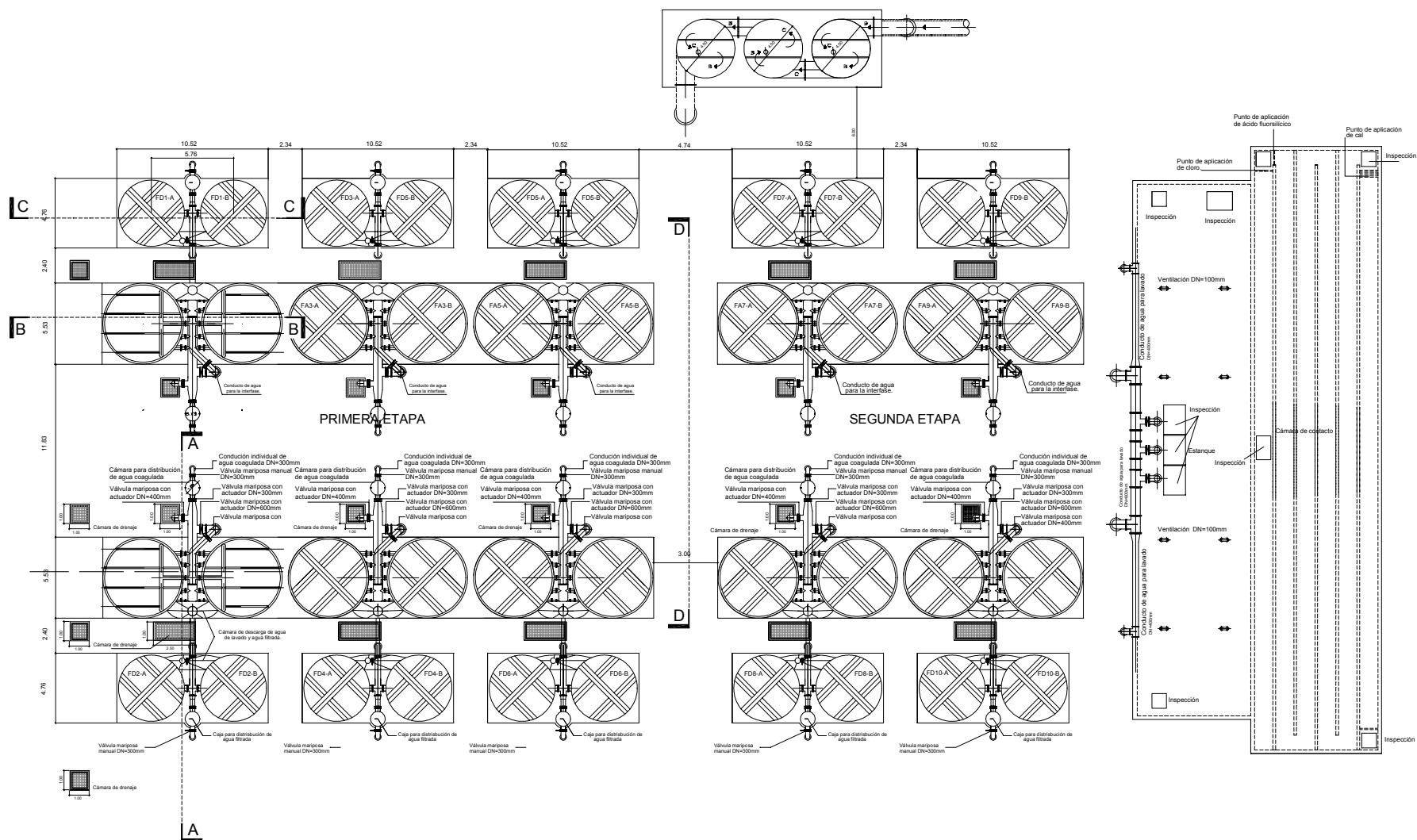


Figura 34. Planta de potabilización con filtros de flujo ascendente – descendente - Planta Superior

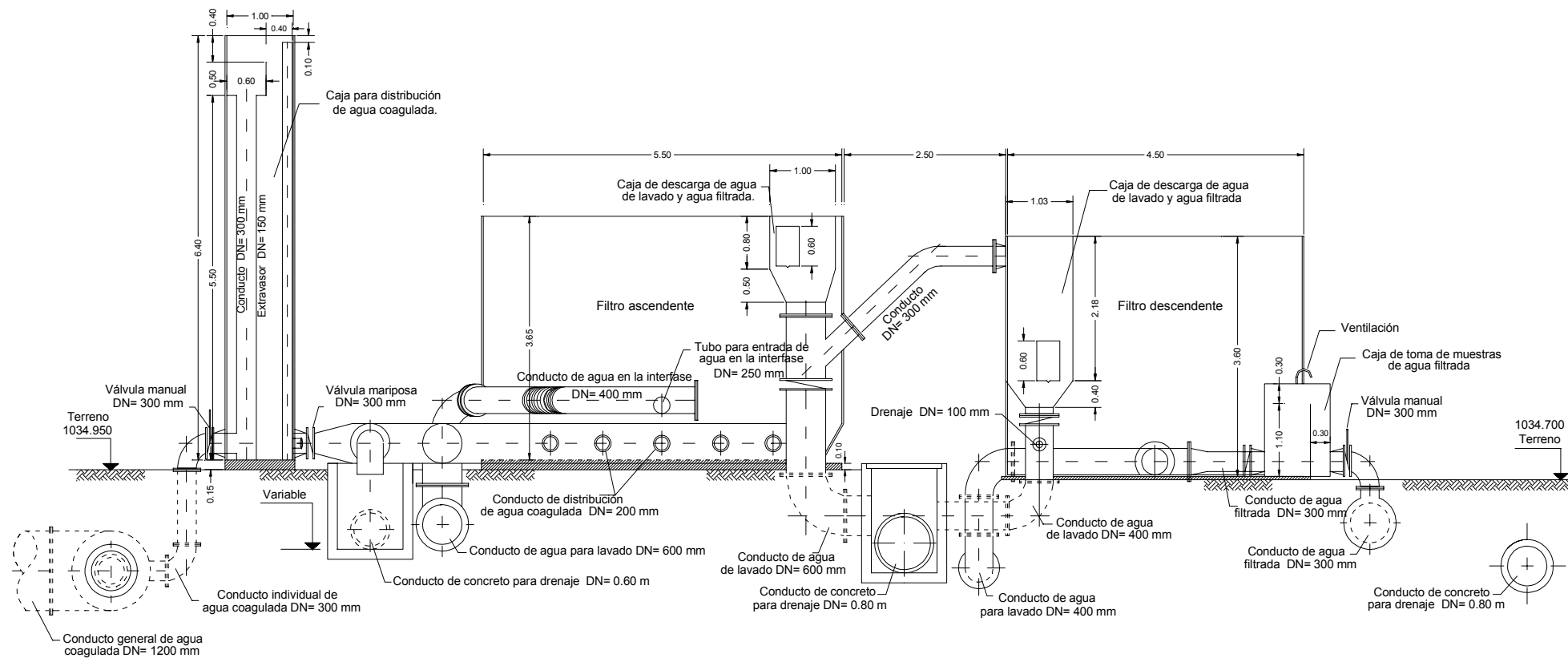


Figura 35. Corte A-A

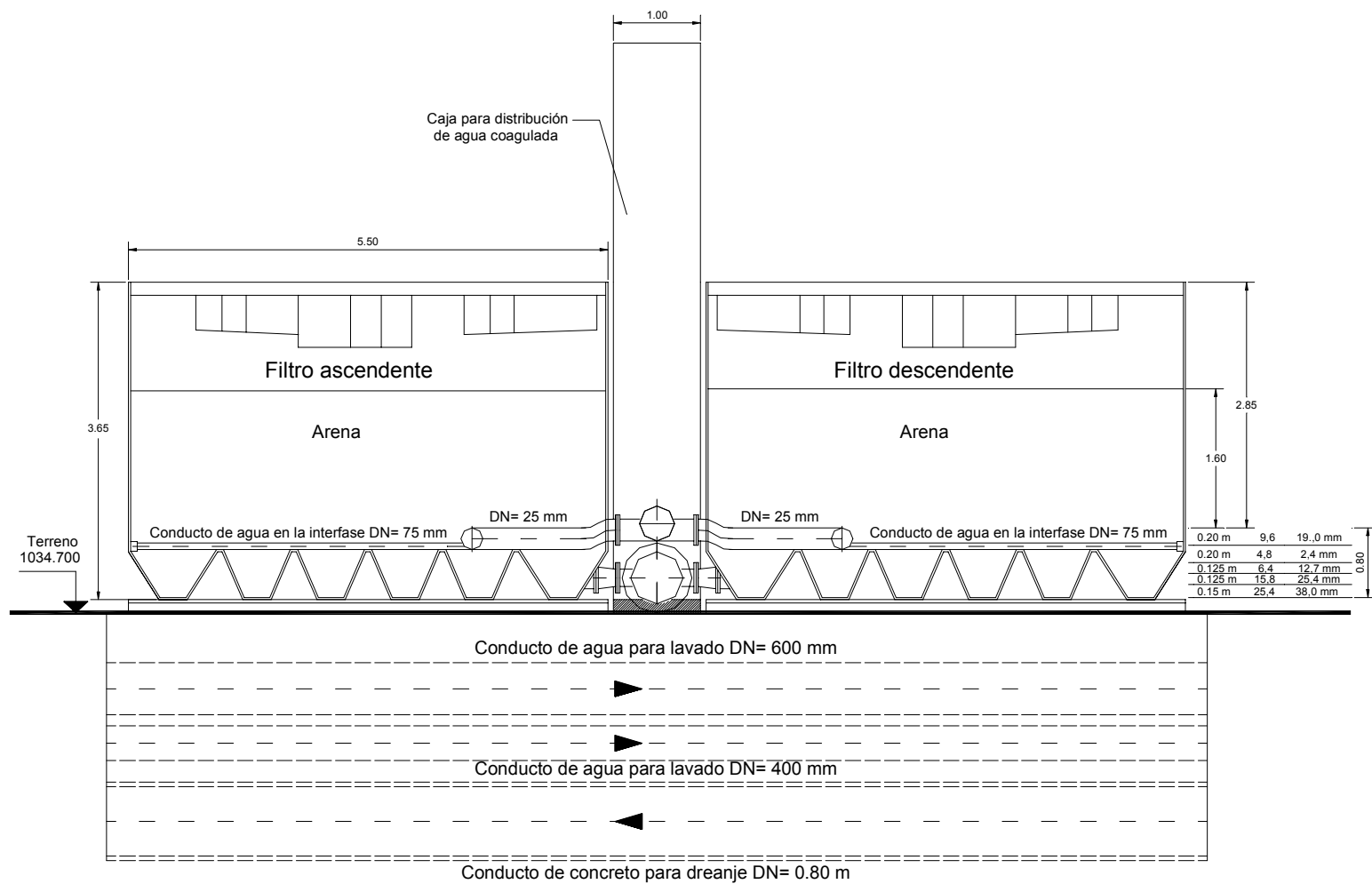


Figura 36. Corte B -B

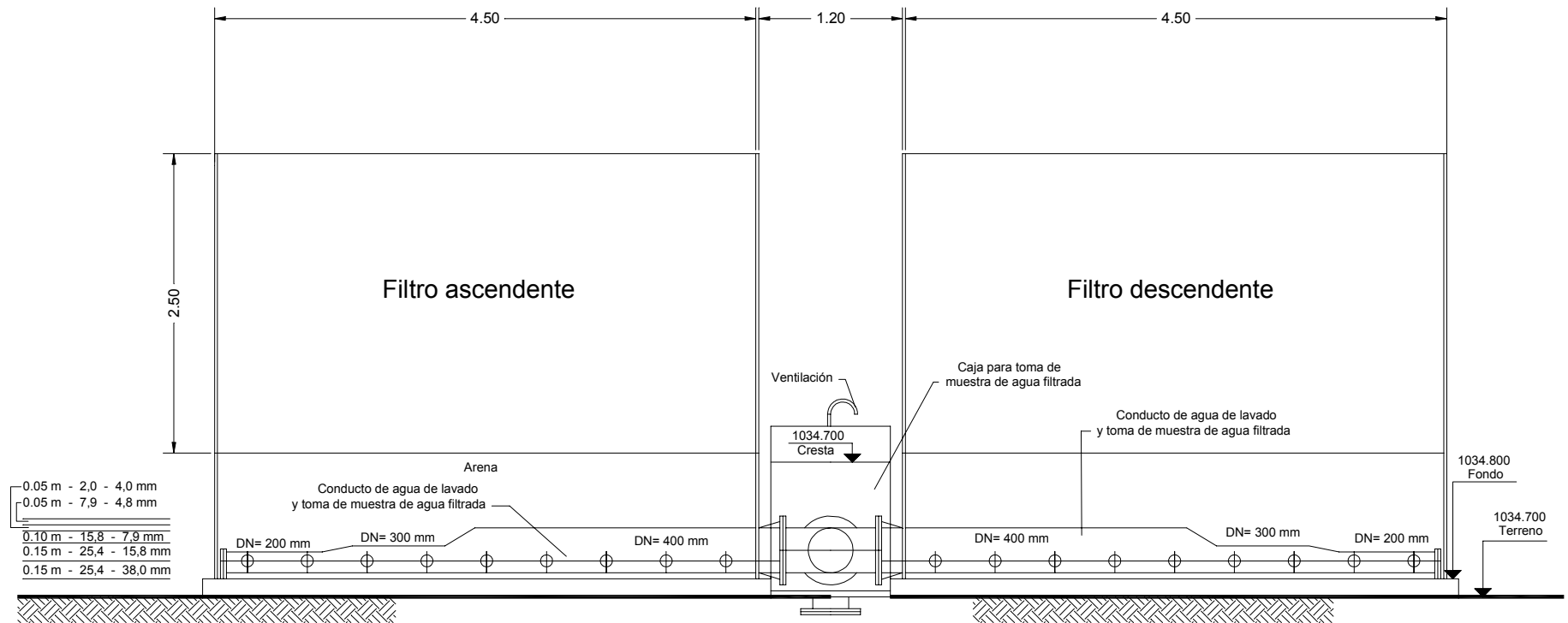


Figura 37. Corte C -C

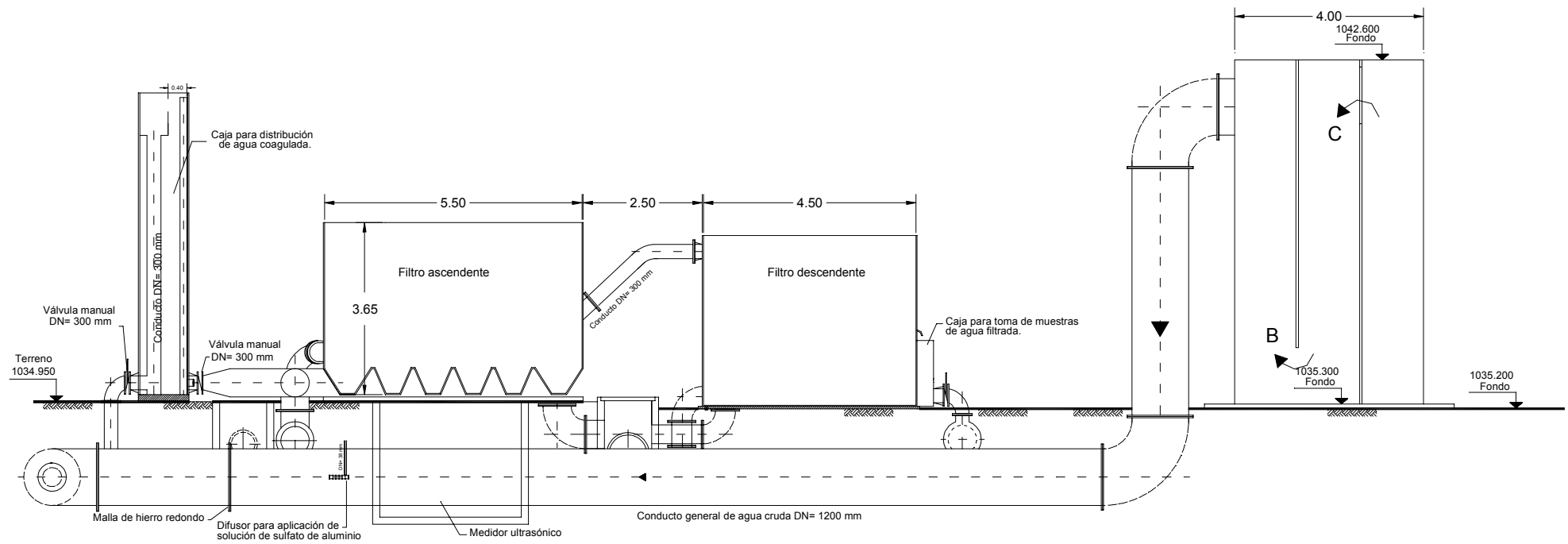


Figura 38. Corte D - D

6. BIBLIOGRAFIA

- Amirtharajah, A. (1971). Optimum Expansion of Sand Filters During Backwash. Ames, USA. 205p. Philosophy Doctor's Thesis - Iowa State University.
- Amirtharajah, A. (1985). The Interface Between Filtration And Backwashing. Water Research, v. 19, n. 5, p. 581-588.
- Amirtharajah, A. (1988). Some Theoretical and Conceptual Views of Filtration. Journal of the American Water Works Association, v. 80, n. 12, p.36-46, Dec.
- Amirtharajah, A. (1978). Optimum Backwashing of Sand Filters. Journal of the Environmental Engineering Division, v. 104, n. 5, p.917-932, Oct.
- Amirtharajah, A.; Cleasby, J.L. (1972). Predicting Expansion of Filters During Backwash. Journal of The American Water Works Association, v. 64, n.1, p.52-59, Jan.
- Amirtharajah, A.; Mills, K.M. (1982). Rapid - Mix Design For Mechanisms Of Alum Coagulation. Journal of The American Water Works Association, v. 76, n. 4, p.210-216, Apr.
- Arboleda, J.V. (1977). Filtros de Flujo Ascendente: Aspectos de Proyecto. In: 9º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária, Belo Horizonte, 1977. Anais. v.3, p.108-117.
- Associação Brasileira de Normas Técnicas (1992). NBR 12216 - Projeto de Estação de Tratamento de Água para Abastecimento Público. Rio de Janeiro, Brasil.
- Azevedo Netto, J.M. (1973). Filtros de Fluxo Ascendente. In: Técnica de Abastecimento e Tratamento de Água. 1ª ed. São Paulo, CETESB/FSPUSP.
- Castilla Miranda, S. J. (1997) Influência da Mistura dos Grãos de Areia No Desempenho da Filtração Direta Ascendente 154p. Dissertação de Mestrado – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- Cleasby, J.L.; FAN, K.S. (1981). Predicting Fluidization and Expansion of Filter Media. Journal of the Environmental Engineering Division, Proc. of the American Society of Civil Engineers, v. 107, p.455-471, June.
- Couderc, J.P. (1985). Incipient Fluidization and Particulate Systems. In: Davidson, J. F.; Clift, R.; Harrison, D., Ed. Fluidization. 2ª.ed. England, Academic Press. p. 1-46.
- Cruz Velez, C.H. (1993). Filtração Direta Ascendente com Alta Taxa. São Carlos. 220p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia De São Carlos, Universidade de São Paulo.
- Cruz Velez, C.H., Galvis C., G., Visscher, J. T., Di Bernardo, L. Optimización de Sistemas de Potabilización con Filtración Rápida: la Filtración Gruesa Dinámica y la Clarificación con Filtración Gruesa Ascendente, una Alternativa Factible. Conferencia Internacional sobre Mejoramiento de la Calidad del Agua. Cali, 30 de abril-4 de mayo, 1996, Colombia.

- Diaper, W. J., Ives, K. J. (1965) Filtration Through Size-Graded Media. JSED – Proc. ASCE, v. 91, n. 12, Dec.
- Di Bernardo, L. (1993). Métodos e Técnicas de Tratamento de Água. Rio de Janeiro, ABES. V. I, Cap. 3, P.48-68, Rio de Janeiro.
- Di Bernardo, L. (1985). Comparação entre a Filtração Realizada em Papel de Filtro e em Instalação Piloto de Filtração Direta Ascendente. Revista Dae, V. 45, N. 142, P.298-301, Set.
- Di Bernardo, L.; Razaboni, J.D. (1984). Influência da Realização de Descargas de Fundo Durante a Carreira de Filtração no Comportamento de Sistemas de Filtração Direta Ascendente. Revista Dae, V. 44, N. 139, P.340-345, Dez.
- Di Bernardo, L.; Yatsugafu, P.H. (1987). Estudos sobre a Influência da Taxa de Filtração, do Nmp de Coliformes Totais do Afluente e do Número de Descargas de Fundo Intermediárias na Qualidade do Efluente de Sistemas de Filtração Direta Ascendente. In: 14º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, São Paulo, 1987. Anais. 2, T.II, P. 402-421.
- Di Bernardo, L.; Fernandes, L.C. (1987). Estudos Sobre as Influências da Composição da Camada Suporte e do Método de Realização de Descargas de Fundo Intermediárias no Desempenho de Sistemas de Filtração Direta Ascendente. In: 14º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, São Paulo, 1987. Anais. V.2, T.II, P. 382-401.
- Di Bernardo, L.; Matsumoto, T. (1987) Estudos Comparativos entre Filtros de Fluxo Ascendente e Descendente com Meio Filtrante de Areia Utilizando Água Decantada como Afluente. In: 14º Congresso Brasileiro De Engenharia Sanitária e Ambiental, São Paulo, 1987. Anais. V.2, T.II, P. 365-381.
- Di Bernardo, L.; Moura, R.M.P.; Razaboni, J.D.; Rezende, R.J. (1982). Estudo das Influências das Características Hidráulicas e da Camada de Areia na Filtração Ascendente. Revista Dae, V. 42, N.131, P.94-102, Dez.
- Di Bernardo, L.; Paterniani, J.E.S. (1986). Influência de Descargas de Fundo Durante o Funcionamento de Instalações de Filtração Direta Ascendente In: XX Congresso Interamericano de Ingenieria Sanitaria y Ambiental, Guatemala, 1986. Anais.
- Fan, K. (1978). Sphericity and Fluidization of Granular Filter Media. Ames, Usa. 125p. Master of Science Thesis - Iowa State University.
- Fernandes, L.C. (1987). Influência das Características da Camada Suporte e dos Métodos de Descargas de Fundo Intermediárias no Desempenho de Sistemas de Filtração Direta Ascendente. São Carlos. 297p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- Grinplastch, B.S. (1971). Nova Técnica de Filtração em Uso no Brasil. In: VI Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária, São Paulo 1971. Anais. P.97-101.
- Grinplastch, B.S., Wasniewski, W. I. (1974) Clarificadores de Contato para Grandes Comunidades. Revista SESP, v. 19, n. 32, p: 32-46, São Paulo.
- Gusmão, P. T. (2000) Comparação da Filtração Direta Ascendente em Pedregulho com a Filtração Direta Ascendente em Areia Grossa como Pré-Tratamento á

Filtração Rápida Descendente. São Carlos. Tese de Doutorado – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, Brasil.

- Hamann, C.L.; McKinney, R.E. (1968). Upflow Filtration Process. Journal of the American Water Works Association, V. 60, N. 9, P.1023-1039, Sept.
- Huari, Y.; Yanfu, S. (1985). Characteristics of Fluidization of Binary Particle Mixtures. In: Fluidization'85 Science and Technology - Conference Papers Second. China - Japan Symposium, Beijing, China, 1985. Science Press. P.250-261.
- Isaac, R. L (1997) Influência da Disposição Inicial dos Grãos de Areia na Eficiência da Filtração Direta Ascendente. São Carlos. 174 P. Tese de Doutorado – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- Ives, K.J. (1964). Progress in Filtration. Journal of the American Water Works Association, V. 56, N.9, P.1225-1232, Sept.
- Lara Pinto, D.M.C. (1994). Influência das Descargas de Fundo Intermediárias na Filtração Direta Ascendente de Alta Taxa. São Carlos. 194p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade De São Paulo.
- Megda, C. R. (1999). Filtração Direta Ascendente em Pedregulho como Pre-Tratamento á Filtração Rápida Descendente. São Carlos. 167p. Dissertação (mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- Mendes, C.G.N. (1985). Estudo das Influências dos Dosagem de Produtos Químicos na Filtração Direta Ascendente. São Carlos. 117p. Dissertação (Mestrado) - Escola De Engenharia De São Carlos, Universidade De São Paulo.
- Miller, D.G. Experiences with Upflow Filtration (1972) Symposium on New Methods of Water Treatment Asunción, Paraguay.
- Ministério da Saúde (1990). Portaria 36/GM de 19 de Janeiro de 1990: Normas e Padrões da Potabilidade de Água Destinada ao Consumo Humano, Brasil.
- Moritomi, H.; Yamagishi, T.; Chiba, T. (1986). Prediction of Complete Mixing of Liquid-Fluidized Binary Solid Particles. Chemical Engineering Science, V. 41, N.2, P.297-305.
- Paterniani, J.E.S. (1986). Estudo da Influência de Descarga de Fundo na Eficiência da Remoção de Microrganismos em Sistemas de Filtração Direta Ascendente. São Carlos. 139p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- Richter, C.A. (1977). Filtração Ascendente e Descendente - Aspectos Operacionais. In: 9º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária, Belo Horizonte, 1977. Anais. V.3, P.118-141.
- Smit, P. (1963). Upflow Filter. Journal of the American Water Works Association, V.55, N.6, P.804-806, June.
- Tanveer, A. Process Analysis and Optimization of Direct Horizontal-Flow Roughing Filtration PhD Dissertation Submitted to Delft University of Technology, 193 p., Nov. 1995, The Netherlands.

- Tanveer, A., Alaerts, G. J., Buiteman, J. P. (1996). Directa Horizontal-Flow Roughing Filtration – Part I Optimisation of Process Parameters Aqua – JWSRT-IWSA v. 45, n. 5, p: 262-271, oct.
- Tanveer, A., Alaerts, G. J., Buiteman, J. P. (1996). Directa Horizontal-Flow Roughing Filtration – Part I Optimisation of Process Parameters Aqua – JWSRT-IWSA v. 45, n. 6, p: 281-291, dec.
- Teixeira, B.A.N. (1986). Influência das Características da Camada Suporte e da Areia na Eficiência da Filtração Direta Ascendente. São Carlos. 194p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- Vaid, R.P.; Gupta, S. P. (1978). Minimum Fluidization Velocity in Beds of Mixed Solids. The Canadian Journal of Engineering, V. 6, P.292-296, June.
- Wagner, E.G.; Hudson, Jr.H.E. (1982). Low - Dosage High - Rate Direct Filtration. Journal of the American Water Works Association, v.76, n.5, p.256-261, May.
- Wegelin, M. Filtración Gruesa Ascendente en Manto de Grava. Conferencia Internacional sobre Mejoramiento de la Calidad del Agua. Cali, 30 de abril-4 de mayo, 1996, Colombia.