

74 D.00.15

74.

14

NUEVOS METODOS DE TRATAMIENTO DE AGUA

MEMORIAS DEL SIMPOSIO REALIZADO EN ASUNCION, PARAGUAY

18 AGOSTO, 1972

DEPARTAMENTO DE INGENIERIA Y
CIENCIAS DEL AMBIENTE

SERIE TECNICA



CENTRO PANAMERICANO DE INGENIERIA
SANITARIA Y CIENCIAS DEL AMBIENTE

CEPIS

ORGANIZACION PANAMERICANA DE LA SALUD
Oficina Sanitaria Panamericana, Oficina Regional de
ORGANIZACION MUNDIAL DE LA SALUD

71CEPIS72-74

74 71
CEPIS 72

NUEVOS METODOS DE TRATAMIENTO DE AGUA

MEMORIAS DEL SIMPOSIO REALIZADO EN ASUNCION, PARAGUAY

14 - 18 AGOSTO, 1972

DEPARTAMENTO DE INGENIERIA Y
CIENCIAS DEL AMBIENTE

SERIE TECNICA

14



**CENTRO PANAMERICANO DE INGENIERIA
SANITARIA Y CIENCIAS DEL AMBIENTE**

CEPIS LIBRARY

International Reference Centre
for Communication

ORGANIZACION PANAMERICANA DE LA SALUD
Oficina Sanitaria Panamericana, Oficina Regional de la
ORGANIZACION MUNDIAL DE LA SALUD

ORGANIZACION PANAMERICANA DE LA SALUD
1973

Los autores son los únicos responsables por las opiniones expresadas en esta publicación. La presentación de este material no implica la expresión de una opinión por parte de la OPS.

CONTENIDO

PROLOGO	v
DECLARACION FINAL	3
TEMA I – COAGULACION	
<i>Revisión de la Teoría de la Coagulación del Agua – J. E. Singley</i>	9
<i>Experiencias con el Proceso de Coagulación de Carbonato de Magnesio en Norteamérica – J. E. Singley</i>	27
<i>Discusión</i>	49
TEMA II – SEDIMENTACION DE ALTA RATA	
<i>Sedimentadores de Alta Rata – K. M. Yao</i>	57
<i>La Planta Stanton – Un Caso Práctico de Sedimentación de Alta Rata – K. M. Yao</i>	85
<i>Experiencia Brasileña en el Diseño de Sedimentadores – J. M. de Azevedo Netto</i>	90
<i>Sedimentadores de Placas – J. Pérez</i>	130
<i>Nuevas Tendencias de Diseño en el Tratamiento de Aguas – J. R. Hurtado y G. Rivas Mijares</i>	159
<i>Discusión</i>	185
TEMA III – REACTORES DE CONTACTO CON SOLIDOS	
<i>Reactores de Contacto con Sólidos – D. G. Miller</i>	193
<i>Ensayos de Decantación de Flujo Vertical para un Incremento de Caudal en los Decantadores Pulsador “Degremont” – J. Ramos y V. Díaz</i>	217
<i>Discusión</i>	246
TEMA IV – FILTRACION	
<i>Conceptos Modernos en Filtración del Agua – G. G. Robeck</i>	253
<i>Experiencias en los Estados Unidos con Medios Mezclados – G. G. Robeck y G. Walton</i>	283
<i>Filtración con Antracita y Arena – Caso Práctico en el Reino Unido – D. G. Miller</i>	299

<i>Experiencias en América Latina con Filtros de Medio Mezclado en la Planta de Tratamiento de Tibitó de Bogotá, Colombia</i> — A. Vargas y H. Pulido	308
<i>Experiencias con Filtros de Flujo Ascendente</i> — D. G. Miller	367
<i>Discusión</i>	380
TEMA V — SISTEMAS DE CONTROL DE LOS FILTROS	
<i>Nuevas Ideas sobre Sistemas de Control de Filtros</i> — J. L. Cleasby	385
<i>Rata Variable Declinante de Filtración</i> — J. L. Cleasby	409
<i>Discusión</i>	419
TEMA VI — PLANTAS DE TRATAMIENTO	
<i>Plantas Simplificadas de Tratamiento de Agua — Una Necesidad para América Latina</i> — J. Arboleda	423
<i>Proyecto de la Planta de Agua Potable de El Imperial (Cañete, Perú)</i> — R. Blume	446
<i>Discusión</i>	485
TEMA VII — AUMENTO DE LA CAPACIDAD DE LAS PLANTAS	
<i>Incremento de la Capacidad de Plantas de Filtración de Agua</i> — F. Yáñez	491
<i>Discusión</i>	522
TEMA VIII — ASPECTOS ECONOMICOS	
<i>Impacto Económico de los Nuevos Procesos de Tratamiento de Agua</i> — E. G. Wagner	527
<i>Discusión</i>	537
PRESENTACION ESPECIAL	
<i>Remoción Parcial de Fluoruros del Agua Potable</i> — O. Cordero	541
<i>Discusión</i>	557
MESA REDONDA	561
DISCURSOS	593
LISTA DE PARTICIPANTES	613

PROLOGO

El Simposio sobre Nuevos Métodos de Tratamiento de Agua se celebró en Asunción, Paraguay, del 13 al 18 de agosto de 1972 y fue auspiciado y programado por la Organización Panamericana de la Salud, a través del Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente (CEPIS), con la colaboración del Ministerio de Salud Pública y Bienestar Social y de la Corporación de Obras Sanitarias (CORPOSANA) de ese país.

Esta reunión, de carácter esencialmente técnico, contó con la participación de figuras representativas de la ingeniería sanitaria provenientes de varios países, y tuvo como objetivos principales:

- La divulgación a nivel regional de conceptos modernos de tratamiento de agua, buscando su consolidación mediante la exposición, el análisis y la discusión de temas básicos sobre la materia, y orientando su estudio a las implicaciones económicas que tendría su empleo en el diseño y operación de instalaciones de tratamiento, como también al impacto que tales técnicas producirían en la calidad del producto final.
- El análisis de la experiencia que algunos países han tenido en la aplicación de la moderna tecnología de tratamiento de agua.
- El intercambio de ideas entre sus participantes, muchos de ellos figuras prominentes en sectores técnicos y gerenciales relacionados con la ingeniería sanitaria.
- La discusión sobre la adaptabilidad de los modernos procesos de tratamiento de agua a los países de América Latina y del Caribe.

Las actividades se iniciaron con una información general sobre el Simposio y la explicación de la mecánica a seguir en las reuniones, presentación que estuvo a cargo del Ing. Efraín Ribeiro, Asesor Regional del Departamento de Ingeniería y Ciencias del Ambiente de la Organización Panamericana de la Salud (OPS), Washington. Las reuniones de estudio constaron de una presentación inicial teórica de cada tema, seguida de la explicación de uno o más casos de aplicación práctica, para terminar con una discusión general con participación de los asistentes.

El Departamento de Ingeniería y Ciencias del Ambiente de la Organización Panamericana de la Salud y su Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente se sienten sumamente complacidos en presentar esta publicación con las Memorias del Simposio.

CEPIS
Lima, Perú



DECLARACION FINAL



DECLARACION FINAL

A) CONSIDERACIONES PRELIMINARES

Los recursos que se asignan a los programas de obras sanitarias resultan siempre desproporcionados frente al gran volumen de las inversiones de capital requeridas para la construcción de nuevas instalaciones, o para la adaptación de las existentes al incontrolado crecimiento de la demanda de servicios.

Sin embargo, los esfuerzos realizados para encontrar nuevos métodos que permitan reducir los costos de los procesos de adaptación del agua a las necesidades del consumo humano e industrial, están dando excelentes resultados. Es alentador registrar ya la aparición de una tecnología y un florecimiento acelerado de una industria autóctona en varios países de América Latina, que producen buena parte de los materiales y equipos necesarios para las obras sanitarias.

Por tal causa se estima que ha sido de gran importancia la celebración del presente Simposio, donde se ha logrado un intercambio de conocimientos y de resultados de experiencias, que cubren una gran porción de las actividades realizadas en este campo en países de varios continentes, a distinto nivel de desarrollo.

No obstante los éxitos alcanzados, para lograr una mayor velocidad y solidez en los trabajos en proceso, es indispensable estimular y divulgar, con mayor rapidez, la investigación de nuevas técnicas, adaptadas a las condiciones del lugar donde va a establecerse el sistema.

Se ha puesto de manifiesto por parte de los asistentes, el deseo de reconocer la extraordinaria labor que ha venido desarrollando el Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente, de la Organización Panamericana de la Salud, en el patrocinio, el asesoramiento, la divulgación y la aplicación de nuevos métodos de tratamiento de agua.

B) ASPECTOS TECNICOS

El diseño de las instalaciones de tratamiento debe surgir como la respuesta a un problema particular y no como la aplicación de una solución genérica rutinaria a un caso individual. Por tanto, el uso de plantas piloto y los trabajos de investigación aplicada, deben ser estimulados en la forma más amplia posible.

En términos generales podrían establecerse los siguientes criterios:

— Deberían buscarse sistemas más prácticos de mezcla hidráulica para utilizar este tipo de proceso con mejores resultados en las plantas de tratamiento.

– Debería aplicarse, donde fuera posible, la nueva tecnología sobre la sedimentación del agua para incrementar las cargas de flujo de los decantadores, ya sea usando sistemas de sedimentación acelerada o sobrecargando estas unidades (dando así un mayor trabajo a los filtros) cuando esto sea factible.

– Los países deben promover, con financiamiento internacional si fuera necesario de acuerdo con los requerimientos y condiciones locales, la fabricación y utilización de equipos nacionales con un mínimo de componentes importados.

– El uso de filtros con lechos de arena y antracita debe, en lo posible, preferirse en forma general, ya sea para aumentar la capacidad de las plantas de tratamiento existentes, como para las nuevas instalaciones, disminuyendo en esta forma los costos de capital o de operación, o ambos, según el caso. Debe tenerse en cuenta que la eficacia de tales filtros en remoción de turbiedad o de bacterias es igual o mayor que la de los filtros convencionales de arena.

– En el uso de decantadores de contacto con sólidos, debe estudiarse cuidadosamente la calidad del agua que se piensa clarificar en ellos. El empleo indiscriminado de este tipo de unidades con toda clase de aguas puede acarrear serios problemas de operación.

– Deben realizarse todos los esfuerzos posibles para disminuir la cantidad de equipos usados en las plantas de tratamiento, distinguiendo muy bien entre los que son esenciales para un buen funcionamiento y los que no ayudan en este sentido. En consecuencia, donde sea procedente, debe buscarse el reemplazar tubos y válvulas por canales y compuertas, controladores de caudal de flujo en los filtros por orificios de control, sistemas mecánicos por hidráulicos, etc.

– El uso de velocidades decrecientes de filtración, debería convertirse en práctica general, por cuanto produce una mejor calidad del agua con menos costo de construcción y facilita la operación de los filtros.

C) ACTIVIDADES POR DESARROLLAR

Para lograr una rápida aplicación de las nuevas técnicas es necesario el establecimiento de un adecuado sistema de intercambio de información y referencia que sirva como instrumento efectivo en la transferencia de tecnología. El Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente "CEPIS" debe desempeñar en este aspecto un papel principal y en consecuencia, los participantes solicitan a la Organización Panamericana de la Salud que, a través del CEPIS, realice las siguientes actividades:

- a) Reunir la mayor cantidad posible de información disponible sobre nuevos métodos de tratamiento de agua y lograr su más amplia divulgación.
- b) Establecer un sistema continental de intercambio de información y referencia, con base en el desarrollo de centros nacionales conectados a través del CEPIS con enti-

dades semejantes extracontinentales. El sistema debe permitir una rápida transmisión de las informaciones a todos los sectores para promover un eficiente intercambio de ideas y experiencias útiles.

- c) Efectuar publicaciones periódicas (boletín y noticiero) que den cabida a los trabajos científicos y permitan diseminar información sobre las nuevas técnicas establecidas.
- d) Continuar los programas de apoyo y asesoría a la investigación de nuevos métodos de tratamiento de agua.
- e) Realizar una encuesta de las plantas de tratamiento más representativas de América Latina y de la Zona del Caribe, determinando sus características de diseño, la eficiencia de funcionamiento en las diferentes unidades y la calidad del agua que tratan. Para adelantar esta actividad oportuna y eficazmente, es indispensable la cooperación de las entidades y del personal encargados de las instalaciones encuestadas.
- f) Adelantar investigaciones sobre nuevas técnicas que permitan disminuir los costos en las otras partes constitutivas del sistema, diferentes del tratamiento, tales como redes de distribución, sistemas de conducción, etc.
- g) Preparar manuales de operación para plantas y otras partes del sistema de abastecimiento de agua, usando los ya preparados por la OPS/OMS, completándolos con las nuevas experiencias para contribuir a la preparación de operadores y otros técnicos de nivel similar.

D) FINANCIAMIENTO NACIONAL E INTERNACIONAL

Dado el impacto que los nuevos métodos de tratamiento de agua pueden tener en la economía de los países se sugiere que los organismos de financiamiento, tanto nacionales como internacionales, patrocinen, apoyen y faciliten la investigación y divulgación de nuevas técnicas de tratamiento, por cuanto esto puede conducir a considerables reducciones en las inversiones de capital necesarias para ejecutar las obras.

E) ASUNTOS GENERALES

Parece conveniente que en un plazo prudencial se realice un nuevo certamen de carácter similar al presente Simposio, para evaluar el avance conseguido en el desarrollo y aplicación de las nuevas técnicas de tratamiento de agua o de métodos simplificados de diseño para lograr la disminución de costos en las demás partes básicas de los sistemas de abastecimiento, así como para conocer el resultado de las actividades que se sugieren en el presente informe.

Los participantes desean agradecer a la Organización Panamericana de la Salud y en

especial a su Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente, la gran actividad desarrollada para la preparación y realización del Simposio, que en verdad ha sido de gran beneficio para todos los países de América.

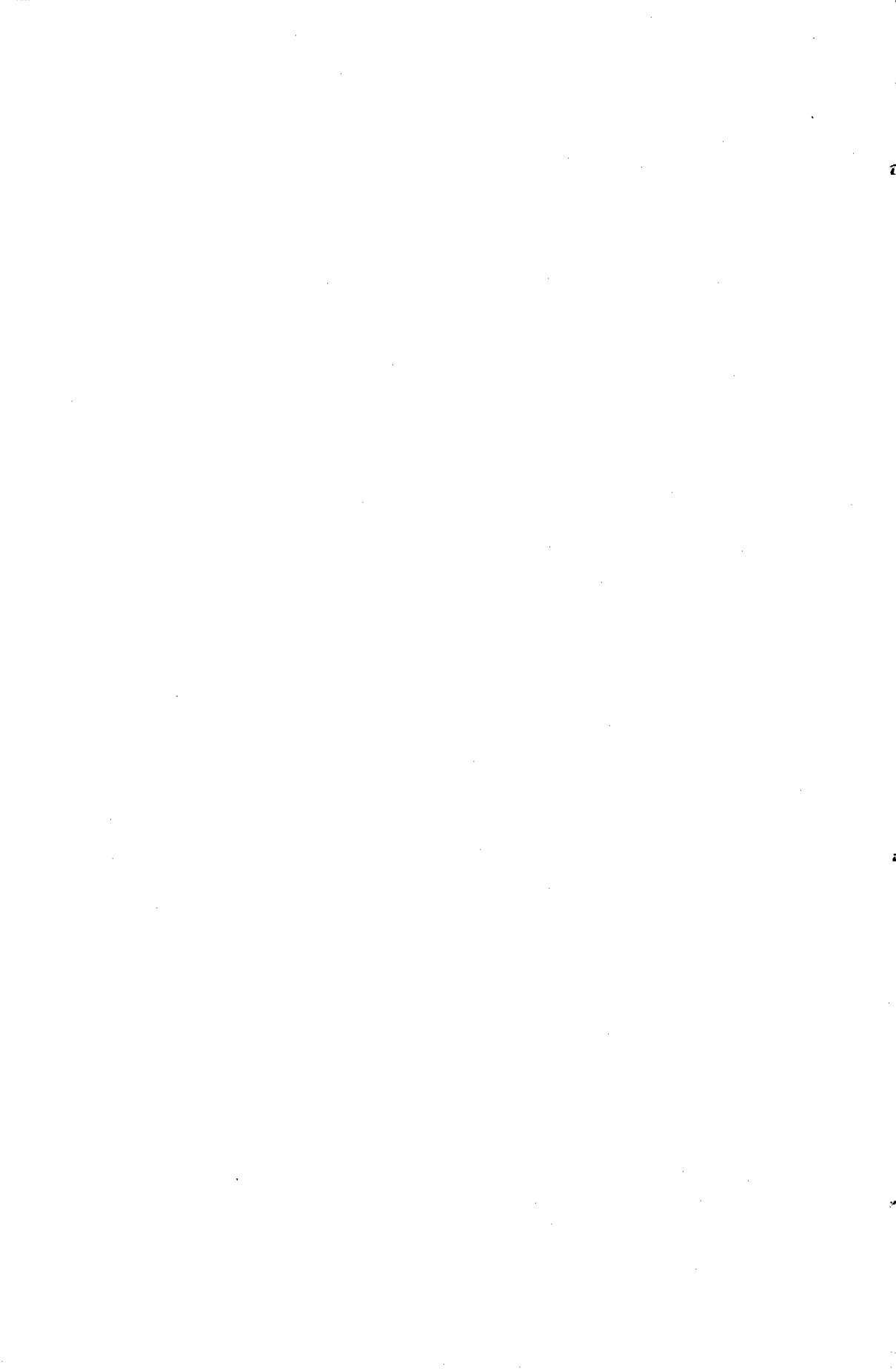
Asimismo, agradecen al Ministerio de Salud Pública y Bienestar Social y a la Corporación de Obras Sanitarias (CORPOSANA) del Paraguay el patrocinio del certamen y la hospitalidad de que han hecho gala.

Se desea también expresar un sincero reconocimiento a los distinguidos expositores cuyas presentaciones son el resultado de muchos años de dedicación, y felicitarlos por la claridad y precisión con que supieron transmitir sus conocimientos.

Finalmente, se agradece al Comité Organizador del XIII Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria la amplia colaboración y hospitalidad presentada para el desarrollo de este Simposio.

TEMA I

COAGULACION



REVISION DE LA TEORIA DE LA COAGULACION DEL AGUA

J. E. Singley, Ph. D.
Profesor de Química del Agua
Departamento de Ingeniería Ambiental
Universidad de Florida
Gainesville, Florida
EE. UU.

El proceso de coagulación-sedimentación-filtración ha permanecido como uno de los más importantes por cerca de 100 años. Desde el principio, los filtros rápidos de arena requerían algún sistema de pretratamiento del agua para aglomerar las partículas finamente divididas, de tal manera que pudieran quedar retenidas por el filtro.

La etapa de sedimentación que precede a la de filtración sirve para reducir la carga que llega a los filtros e incrementa la longitud de las carreras de filtración. Puede tratarse mayor cantidad de agua turbia en plantas que tienen filtros rápidos que en aquellas que tienen filtros lentos, pero a condición de que se haga un pretratamiento. La sedimentación se hacía en el pasado y sigue haciéndose en el presente antes de casi cada tratamiento, pero en ella se remueven sólo partículas grandes (véase la Fig. 1). El mayor problema que afrontamos es que el agua que tenemos que tratar tiene una cantidad indeseable de partículas de tamaño coloidal, esto es, 1-200 μ de diámetro, las cuales necesitan un período de tiempo muy grande para sedimentarse por gravedad. La impureza que más frecuentemente se remueve por coagulación es la turbiedad, y el color le sigue en importancia. La turbiedad puede resultar de la erosión del suelo, del crecimiento de algas o bacterias, o de partículas acarreadas por el escurrimiento de las lluvias. El color se deriva de la descomposición de las sustancias orgánicas degradables del suelo, hojas y otras materias orgánicas en contacto con el agua.

Hay dos términos que han sido usados en forma intercambiable que son coagulación y floculación. ¿Son ellos en realidad iguales o diferentes? Desafortunadamente, esta cuestión no tiene una definición exacta sino una respuesta ambigua, simplemente porque aun las autoridades en este asunto no están de acuerdo. Muchos profesionales del tratamiento usan las dos palabras en forma sinónima (y lo mismo hacen algunos académicos).

Con el objeto de justificar la existencia de ambos términos me gustaría sugerir que hay dos definiciones de ellos que pueden ser útiles, si no universales. Primero, una definición operacional de coagulación, que es la reacción que ocurre en el momento de la adición de los coagulantes al agua para aglutinar las partículas suspendidas en conglomerados o grumos. Floculación es la acción de puente de los pequeños aglomerados para construir partículas que sean lo suficientemente grandes y pesadas como para que puedan sedimentar en el agua. Una definición física o mecánica fue propuesta por LaMer (1), quien modificó la definición de Langelier y Ludwig (2) sobre coagulación orto y pericinética.

Según este uso, que es aceptado por muchos químicos del agua, la coagulación es la desestabilización eléctrica de las partículas de manera tal que se aproximen unas a otras lo suficiente como para ser atraídas. Floculación es la formación de floc a través de un mecanismo de puentes interparticulares que producen una malla porosa tridimensional. Ultimamente la coagulación fue definida como la adsorción de los coagulantes en la superficie de los coloides.

Coagulación se deriva del latín, de la palabra "coagulare" que significa "recolectar", y floculación de "flocculus" que significa "pequeña mota de algodón".

Las partículas de tamaño coloidal se caracterizan por otros factores que las mantienen en suspensión, en adición a su baja rata de sedimentación. Dos de los más importantes de esos factores son la repulsión electrostática y la hidratación. La hidratación es la reacción de la superficie de las partículas con el agua que las rodea, la cual reduce la gravedad específica promedio de las partículas resultantes más grandes haciéndola más cercana a la del agua. La repulsión electrostática se desarrolla porque las partículas coloidales usualmente tienen una carga neta en la superficie con relación a la solución. Esta carga es el resultado de la ionización de pequeños iones superficiales, usualmente positivos, que dejan una carga en la superficie, comúnmente negativa, o puede resultar del intercambio iónico en la superficie. Esta carga superficial puede ser neutralizada por un número equivalente de iones en la solución. La distribución de estos contra-iones depende de su concentración y densidad de carga. La distribución del potencial desde la superficie de una partícula coloidal hasta la parte mayor de la solución se muestra en la Fig. 2. La Fig. 3 representa la distribución de potencial para una baja concentración de iones monovalentes y esquematiza la gradual neutralización de la carga superficial o potencial de Nernst. El plano de cizalla es el plano de separación entre la solución y la partícula que hace que el conjunto de iones y agua se mueva como una unidad ante la influencia de una fuerza externa. Es este el potencial que nosotros medimos por varios métodos electrostáticos tales como el potencial de corriente y la electrofóresis. Ambos relacionan la carga de la partícula a su comportamiento en un campo eléctrico. El potencial en el plano de cizalla se denomina "potencial zeta" y está mostrado como ζ en la Fig. 2. Este modelo de partícula coloidal es atribuido a Gouy y Stern y se denomina "modelo de la doble capa". El primer lecho lo componen contra-iones rígidamente unidos, y el segundo un lecho difuso que contiene iones cargados. Estos lechos pueden ser comprimidos incrementando el número de iones disponibles para neutralizar la carga o incrementando la carga en los contra-iones. Este efecto se muestra en la Fig. 4 para una alta concentración de contra-iones monovalentes y en la Fig. 5 para contra-iones trivalentes. La Fig. 6 compara la distribución de potencial para los tres casos mencionados anteriormente.

Las fuerzas que tienden a aglomerar las partículas hasta que estas sean lo suficientemente grandes como para sedimentar pueden ser químicas o físicas y comprender dos etapas, el transporte y la adherencia de las partículas. El transporte de las partículas puede resultar del movimiento browniano, de la gravedad, o del movimiento del fluido, todos

ellos factores físicos. La adherencia de las partículas puede resultar como consecuencia de las fuerzas de van der Waal, de las interacciones químicas específicas y de la adsorción, que son de naturaleza tanto química como física.

El efecto de desestabilización del movimiento browniano hace que las partículas entren en contacto simplemente porque se agitan ad random en la solución. Si dos partículas chocan o penetran en sus esferas repulsivas pueden quedar sujetas por las fuerzas de desestabilización, esto es, por las fuerzas de van der Waal. Estas fuerzas están basadas en la atracción mutua entre dos estructuras que tienen electrones. Los electrones en una estructura pueden quedar atraídos por los sitios positivos de la otra estructura para producir un dipolo. Esto se llama atracción inducida dipolar y es proporcional al recíproco de la distancia entre las partículas elevado a la potencia 5. Esto significa que las fuerzas atractivas generalmente actúan a una distancia mucho más corta que las fuerzas repulsivas, que son proporcionales al recíproco de la distancia al cuadrado, como lo muestra la Fig. 7 donde la línea llena representa la curva de atracción de las fuerzas de van der Waal. La línea punteada en esta figura es la resultante para un coloide típico. El mismo efecto se consigue cuando las partículas se juntan mecánicamente o por gravedad.

Ahora podemos ver que debido a estos factores — la carga de la partícula y las fuerzas de van der Waal — puede haber agregación por reducción de la carga o por compresión del doble lecho, con el objeto de permitir a las partículas aproximarse unas a otras lo suficientemente cerca como para que las fuerzas atractivas de van der Waal las puedan mantener unidas. Hay dos maneras de conseguir este objetivo:

1. Reacción con los sitios cargados de la superficie usando una partícula que no pueda perderse a través de ionización, o
2. Neutralización de la carga con cargas opuestas concentradas en la capa fija o en el ambiente que la rodea.

Es difícil distinguir entre estos dos modelos ya que ambos producen el mismo efecto en la partícula hasta donde nosotros podemos detectar.

Hay dos posibles mecanismos de desestabilización de coloides que pueden ser relativamente independientes de la carga de las partículas. Estos son: (a) adsorción y (b) captura física. Las fuerzas involucradas son principalmente físicas por naturaleza y están afectadas por parámetros químicos, especialmente por cuanto afectan las propiedades de los coloides. Por supuesto, la adsorción de una sustancia desde la solución en la superficie del coloide puede estar favorecida por la presencia de la atracción electrostática entre cargas opuestas en el coloide y la sustancia sorbible. Esto, sin embargo, no es condición necesaria. Somasundaran, Healy y Fuerstenau (3) demostraron que las fuerzas de atracción de van der Waal con respecto a la superficie de la sílice de los iones de alquilamonio pueden exceder las fuerzas electrostáticas. Lo único que se necesita para que se produzca la adsorción es que el cambio de energía libre total sea negativo. Matemáticamente esto podría mostrarse así:

$$\Delta G_{\text{Adsorción}} = \Delta G_{\text{Química}} + \Delta G_{\text{Electrostática}} + \Delta G_{\text{van der Waal}}$$

Es la suma de estos factores la que determina la espontaneidad de la reacción, pudiendo cualquier término ser predominante o ser desplazado por los demás.

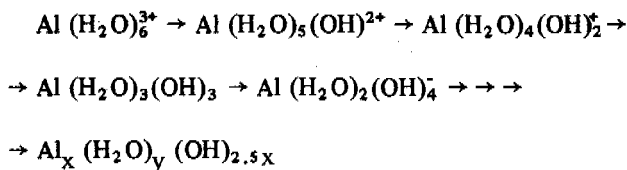
En cada caso la entalpía del coloide desestabilizado debe ser menor que la del coloide estabilizado y el coagulante dispersado, ya que la entropía es siempre negativa. El cambio de energía de Gibbs, por sí mismo, debe obviamente ser negativo para que haya espontaneidad.

Langelier, Ludwig y Ludwig (20) presentaron una explicación interesante e instructiva de la desestabilización de los coloides (que puede resumirse en su mayor parte en una figura) que fue posteriormente modificada por Stumm y O'Melia (4). La Fig. 8 muestra el efecto de la concentración de partículas y coagulantes de sales metálicas en la remoción de partículas. Las diferentes áreas definen el tipo de desestabilización que puede ocurrir e incluyen la "zona de barrido" de Packham (5) en la cual un exceso de hidróxido metálico insoluble remueve las partículas suspendidas por sedimentación en la solución y captura dichas partículas en una masa gelatinosa.

Veamos ahora los diferentes coagulantes usados en plantas de tratamiento y sus mecanismos de acción.

La primera patente para un coagulante fue concedida a Hyatt en 1884 para el uso de cloruro férrico (6). El sulfato de aluminio había sido usado desde mucho tiempo atrás, y posiblemente hasta varios siglos antes en China y en Egipto (7). Los coagulantes que hoy se prefieren siguen siendo principalmente las sales de hierro y de aluminio, aunque los polielectrolitos orgánicos sintéticos han empezado a introducirse en algunos casos.

Las sales de hierro y de aluminio se hidrolizan en el agua para producir una serie de compuestos, como se indica a continuación:



Muchos trabajos han relacionado estos compuestos con el comportamiento de las sales metálicas como coagulantes (8-12). El mejor y más reciente resumen de su uso lo ha presentado el Comité de Investigación sobre Coagulación de la AWWA (13).

Hay dos mecanismos de acción de los iones metálicos hidrolizables que dependen de la naturaleza de las sustancias que van a ser coaguladas. Los más pequeños, que están al final de la escala coloidal y que pueden ser inclusive considerados como sustancias disueltas, se remueven por precipitación química. El color es un ejemplo de este tipo de sustancias y la dosis de coagulantes requerida para su remoción puede relacionarse este-

quiométricamente con la concentración del color (14). Cuando las partículas son más grandes, como la arcilla, la concentración de coagulante requerida para su remoción no puede relacionarse con la concentración de las arcillas, sino con la concentración de coagulante necesaria para exceder la solubilidad del hidróxido en las condiciones existentes en la solución. Esta es la "zona de barrido" de Packham (5). Las impurezas coloidales son atrapadas en el precipitado gelatinoso de hidróxido y de esta manera son también removidas. Este mecanismo es probablemente uno de los que tienen mayor importancia en la remoción de turbiedad, aun cuando la baja concentración de especies hidrolizadas, positivamente cargadas, puede neutralizar parcialmente la carga de las partículas, reduciendo de esta manera las repulsiones interparticulares. El campo de solubilidad de los iones de hierro y aluminio se muestra en las Figs. 9 y 10 (15). Las concentraciones de varias especies antes del equilibrio fueron determinadas por Singley y Sullivan (16, 17) y muestran que en las condiciones usuales en el tratamiento de agua las especies que primeramente se forman son predominantemente de carga positiva o neutra, lo que favorece la captura de los coloides cargados negativamente.

La desestabilización de los coloides por polímeros orgánicos ha sido objeto de un trabajo reciente y de un simposio. El último fue el Seminario de la EPA-AWWA sobre "Polielectrolitos - Ayudas para una Mejor Calidad del Agua", realizado el 4 de junio de 1972 en Chicago. Las memorias de este simposio pueden obtenerse en las oficinas de la AWWA en Nueva York.

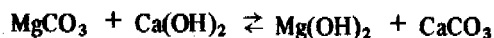
El uso de polímeros orgánicos está basado en el hecho de que las largas cadenas moleculares pueden ser trabajadas para que se adapten a los requerimientos físicos y químicos de un coagulante o floculante. Estos polímeros pueden ser de cuatro tipos básicos, cada uno de los cuales se compone de subunidades orgánicas que se repiten, conocidas como "monómeros". Tres de los cuatro suelen llamarse "polielectrolitos" porque tienen una carga múltiple en la cadena. Los polímeros pueden ser clasificados como: (1) no iónicos, que no tienen sitios ionizables; (2) catiónicos, que tienen sitios que pueden estar positivamente cargados después que un pequeño anión se haya perdido por ionización; (3) aniónicos, que tienen sitios negativamente cargados; (4) amfolíticos, que tienen sitios tanto positivos como negativos.

Muchos de estos polímeros de larga cadena han sido aprobados para el uso en agua potable por el Servicio de Salud Pública de los EE. UU. Su empleo ha sido de interés por las tres razones siguientes: (1) la facilidad de su manejo, (2) su eficiencia y (3) la gran preocupación existente por el tratamiento y la disposición de grandes volúmenes de lodos producidos en las plantas de tratamiento de agua.

Los polímeros orgánicos tienen tres posibles aplicaciones: (1) como coagulantes primarios, (2) como ayudantes de coagulación y (3) como sistemas de acondicionamiento de los lodos. Los mecanismos de acción son diferentes en cada caso pero tienen muchos puntos en común. Se acepta generalmente que la simple neutralización de la carga juega

un papel menor en la desestabilización de los coloides con polímeros, al contrario de lo que sucede con la precipitación química. El mecanismo más importante es entonces la adsorción del polímero en la superficie de los coloides, seguida por la reducción de la carga y por el efecto de puente entre partículas. Ciertamente están involucrados en esta operación tanto factores físicos como químicos. La atracción de las partículas del polímero en la superficie de los coloides puede ser predominantemente una propiedad química o puede ser una simple propiedad física. Los polielectrolitos orgánicos, por su naturaleza, tienden a ser relativamente insolubles en agua. Esto se debe obviamente a la larga cadena orgánica que es en esencia hidrofóbica. Estos tienden a depositarse en la interfase de la solución acuosa con las partículas sólidas, el recipiente o la atmósfera. Este rechazo de la solución a la porción orgánica de polielectrolito no es total debido a los sitios ionizables o a los sitios cargados parcialmente que existen en el mismo polímero. Esta parte de la molécula queda atraída por la fase acuosa. No se requiere una interacción específica en estos casos; es solamente necesario que la interfase sea menos repulsiva que la fase acuosa en sí. El proceso puede desarrollarse en varias etapas. Después de la adsorción inicial, la cadena del polímero puede seguir diferentes configuraciones. Puede envolverse alrededor de la partícula. Esto, por supuesto, ocurre en condiciones en que la cadena del polímero en sí es más bien compacta o enroscada y no se extiende dentro de la solución. Este es el caso cuando existe una alta concentración de polielectrolitos. Las partículas coloidales pueden reestabilizarse debido a la alta concentración que este mecanismo produce. Por otro lado, si la cadena del polielectrolito está extendida, sólo una parte se adhiere a la partícula coloidal y el resto puede permanecer extendido en la solución. Esta teoría fue propuesta por Jenckel y Rumbach para explicar por qué puede ser adsorbido más polímero en una partícula, lo que es de esperarse al haber un solo lecho. Las partes extendidas de la cadena pueden interaccionar con otras cadenas extendidas y aun con otras partículas. Si la partícula que se adhiere al coloide tiene carga opuesta a la de éste, puede haber neutralización de la carga. Esto permite a las partículas coloidales, parcialmente desestabilizadas o con carga parcialmente neutralizada, aproximarse lo suficiente como para que las fuerzas atractivas de van der Waal puedan actuar entre coloide y coloide, entre coloide y polímero, o entre polímero y polímero. Estas interacciones producen una aglomeración de las partículas y eventualmente la desestabilización coloidal y subsecuente sedimentación.

Black y sus colaboradores han desarrollado un nuevo sistema de coagulantes en la Universidad de Florida, que elimina muchos de los problemas inherentes a otros sistemas. Los aspectos químicos de este proceso son simples. El coagulante es carbonato de magnesio que puede reaccionar con el exceso de cal para producir un precipitado compuesto de hidróxido de magnesio y carbonato de calcio de acuerdo con las siguientes ecuaciones:

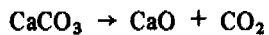


El hidróxido de magnesio actúa como coagulante polimérico fuerte y atrapa las impurezas coloidales en su proceso de sedimentación a través del agua. El carbonato de magnesio suministra masa para incrementar la rata de sedimentación y bastante área su-

perforial para la adsorción del color, de los elementos orgánicos y de otras impurezas. El lodo puede concentrarse y el magnesio recuperarse por recirculación, tratando el lodo con bióxido de carbono para reducir el pH y disolver el hidróxido de magnesio de acuerdo con:



El ion de magnesio puede en esta forma recircularse para tratar el agua cruda y comenzar el proceso de nuevo. El carbonato de magnesio puede calcinarse para producir óxido y bióxido de carbono.



El bióxido de carbono puede usarse para solubilizar el magnesio y recarbonatar el agua a fin de precipitar el exceso del ion de calcio. La cal puede retornarse al comienzo del tratamiento, una vez apagada, de tal manera que todo puede ser recirculado.

Existen muchas posibilidades con este proceso, pero podrían enumerarse las siguientes ventajas obvias: (1) el alto pH de tratamiento, 11.0⁺, hace una excelente desinfección e inactivación de los virus y además completa la remoción de hierro y magnesio; (2) la recirculación de los lodos elimina los problemas de disposición de los mismos; (3) el agua tratada está en equilibrio con el carbonato de calcio y por tanto no es corrosiva; y (4) el costo del tratamiento se reduce, en muchos casos, por cuanto los materiales químicos se recirculan.

Este proceso ha sido discutido en detalle por Thompson, Singley y Black (18, 19).

REFERENCIAS

1. LaMer, V. K. "Coagulation Symposium Introduction". *J. Colloid Sci.*, 19 : 291 (1964)
2. Langelier, W. F. and Ludwig, H. F., "Mechanism of Flocculation in the Clarification of Turbid Waters", *Jour. AWWA*, 41:163 (1949).
3. Somasundran, P., Healy, T. W., and Fuerstanau, D. W., "Surfactant Adsorption at the Solid-Liquid Interface—Dependence of Mechanism on Chain Length". *J. Phys. Chem.*, 68:3562 (1964).
4. Stumm, W., and O'Melia, C. R., "Stoichiometry of Coagulation", *Jour. AWWA*, 60:514 (1968).
5. Packham R. F., *Proc. Soc. Water Treat. and Exam*, "The Coagulation Process -- A Review of Some Recent Investigations", 12:15 (1963).

6. Isiah Hyatt, U. S. Patent 293, 740 issued Feb. 19, 1884.
7. Baker, M. N. "The Quest for Pure Water", Amer. Water Works Assoc., N. Y. 1949.
8. Mattson, S. "Catoporesis and the Electrical Neutralization of Colloid Materials", *Jour. Phys. Chem.*, 32:1532 (1928).
9. Black, A. P. "Basic Mechanisms of Coagulation", *Jour. AWWA*, 52:492 (1960).
10. Mackrle, S. "Mechanism of Coagulation in Water Treatment", *Jour. San. Engg. Div. Proc.*, ASCE, 88 (1962).
11. Matijevic, E., et al., "Detection of Metal Ion Hydrolysis by Coagulation. III. Aluminum", *Jour. Phys. Chem.*, 65:825 (1961).
12. Stumm, W. and Morgan, J. J. "Chemical Aspects of Coagulation", *Jour. AWWA*, 54:971 (1962).
13. State-of-the-Art of Coagulation, *Jour. AWWA*, 63:99 (1971).
14. Black, A. P., Singley, J. E., Whittle, G. P. and Maulding, J. S., "Stoichiometry of the Coagulation of Color-Causing Organic Compounds with Ferric Sulfate", *Jour. AWWA*, 55:1347 (1963).
15. Singley, J. E., "Theory and Mechanisms of Coagulation," Seminar on Coagulation, AWWA-EPA.
16. Sullivan, J. H., and Singley, J. E., "Reactions of Metal Ions in Dilute Aqueous Solution: Hydrolysis of Aluminum". *Jour. AWWA*, 60 : 1280 (1968).
17. Singley, J. E. and Sullivan, J. H., "Reactions of Metal Ions in Dilute Aqueous Solution: Recalculation of Hydrolysis of Iron (III) Data," *Jour. AWWA.*, 61 : 190 (1968)
18. Thompson, C. G., Singley, J. E. and Black, A. P., "Magnesium Carbonate - A Recycled Coagulant. Part I". *Jour. AWWA*, 64 : 11 (1972).
19. Thompson, C. G., Singley, J. E. and Black, A. P., "Magnesium Carbonate - A Recycled Coagulant. Part II". *Jour. AWWA*, 64 : 93 (1972).
20. Langelier, W. F., Ludwig, H. F. and Ludwig, R. G., "Flocculation Phenomena in Turbid Water Clarification", *Trans. ASCE*, 118 : 147 (1953).

Diámetro Esférico Equivalente	Orden de Tamaño	Area Superficial *	Tiempo de Sedimentación 1 pie
10 mm	Grava	0.487 pulg ²	0.3 seg
1 mm	Arena gruesa	4.87 pulg ²	3 seg
0.1 mm	Arena fina	4.87 pulg ²	38 seg
0.01 mm	Arenilla	3.4 p ²	33 seg
10 ⁻³ mm (1μ)	Bacterias	33.8 p ²	55 hr
10 ⁻⁴ mm (100 mμ)	Coloides	3.8 yd ²	230 días
10 ⁻⁵ mm (10 mμ)	Coloides	0.7 acres	6.3 años
10 ⁻⁶ mm (1 mμ)	Coloides	7.0 acres	63 años

* En base a un volumen total equivalente a un diámetro de 10 mm de partícula esférica.

Figura 1. Algunas propiedades físicas de las partículas pequeñas

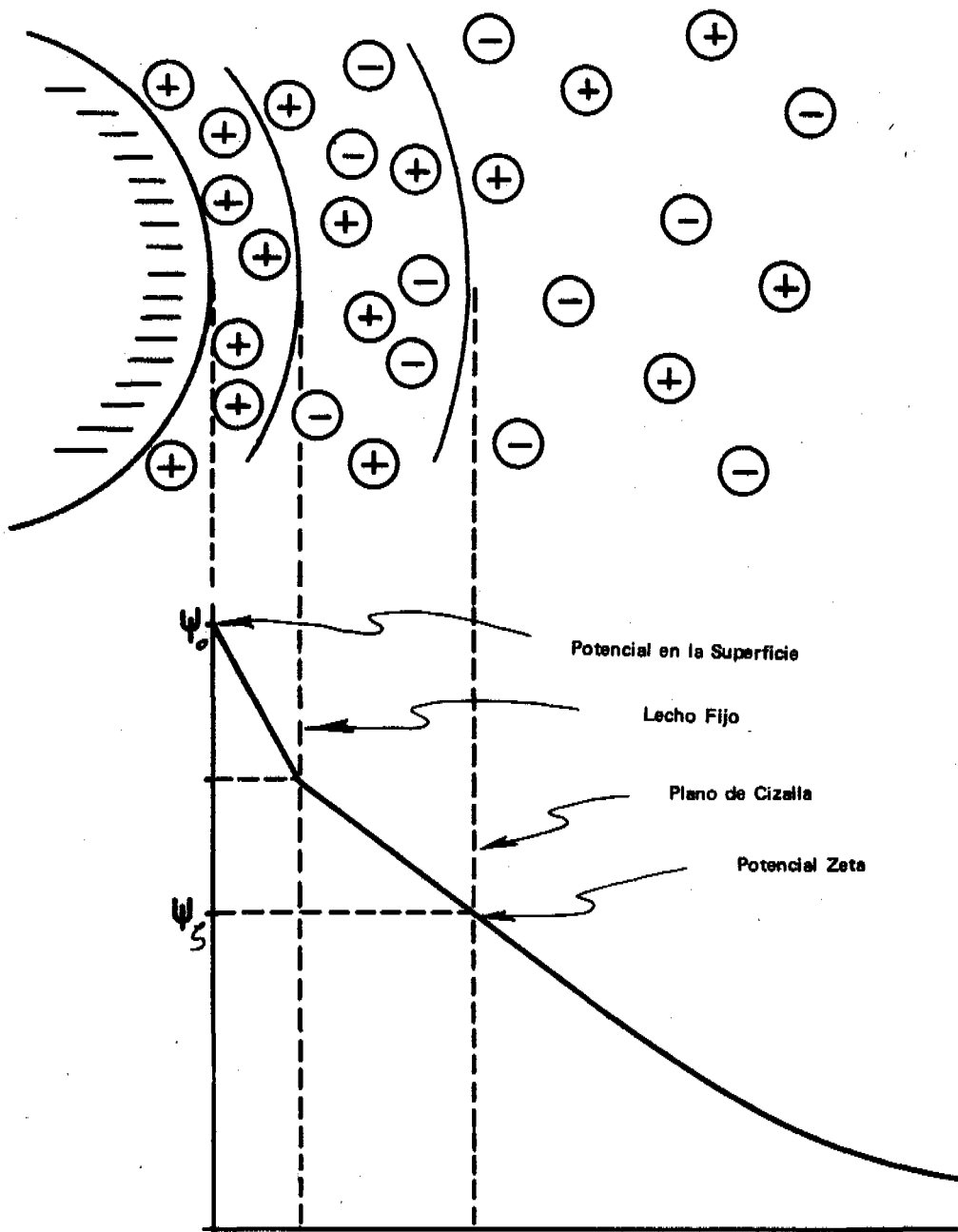


Fig. 2 Carga de una Partícula Coloidal

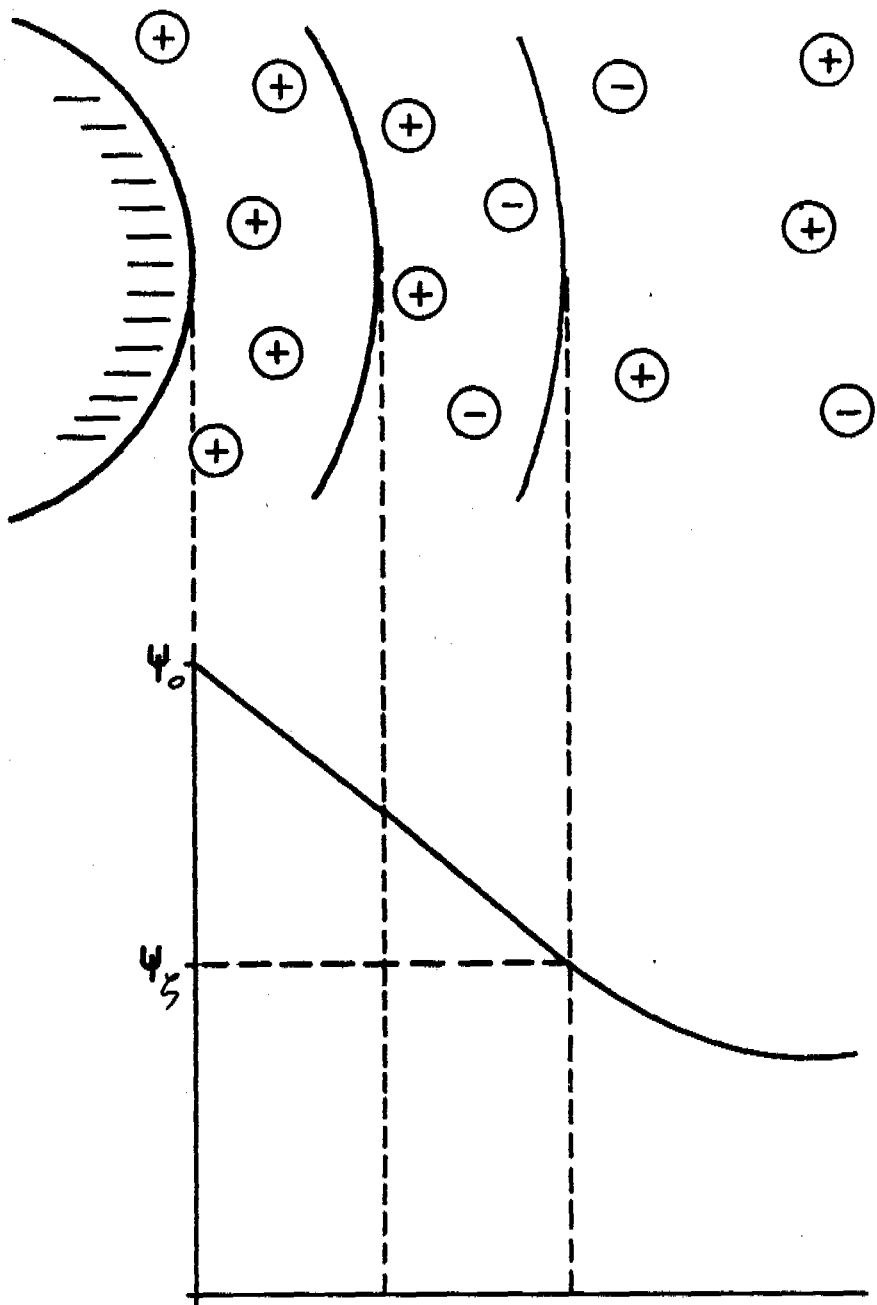


Fig. 3 Potencial de una Partícula Coloidal – Baja Concentración de Iones Monovalentes

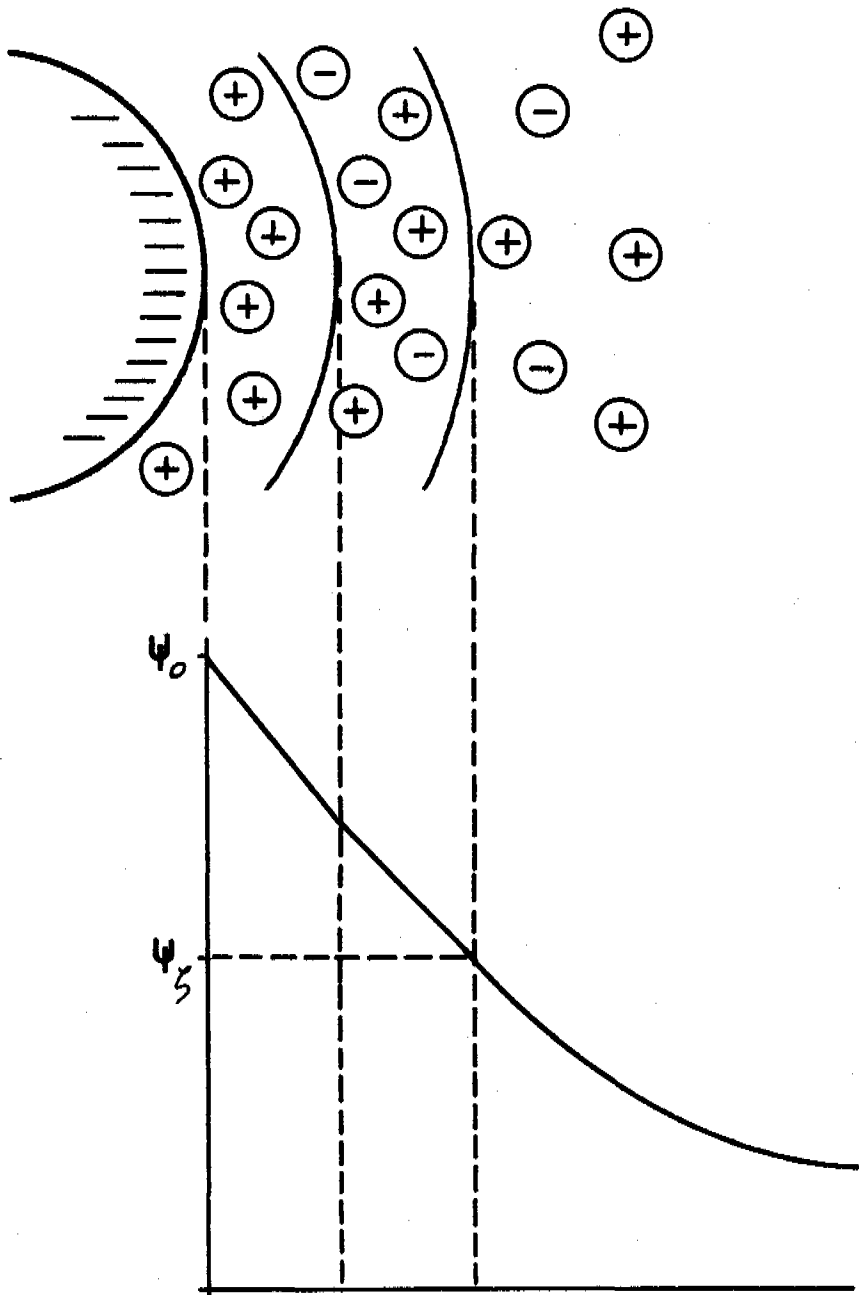


Fig. 4 Potencial de una Partícula Coloidal – Alta Concentración de Iones Monovalentes

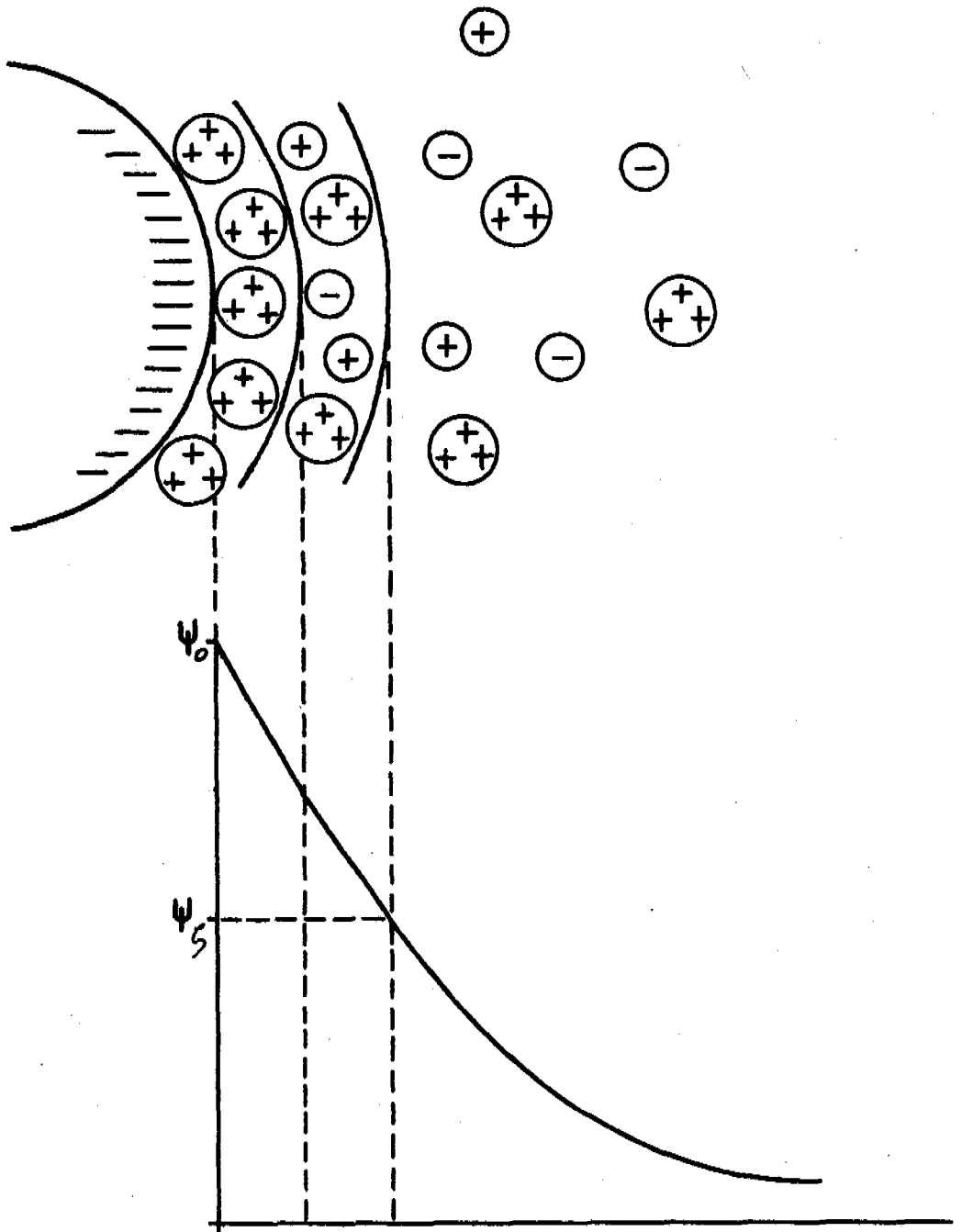


Fig. 5 Potencial de una Partícula Coloidal — Presencia de Iones Trivalentes Positivos

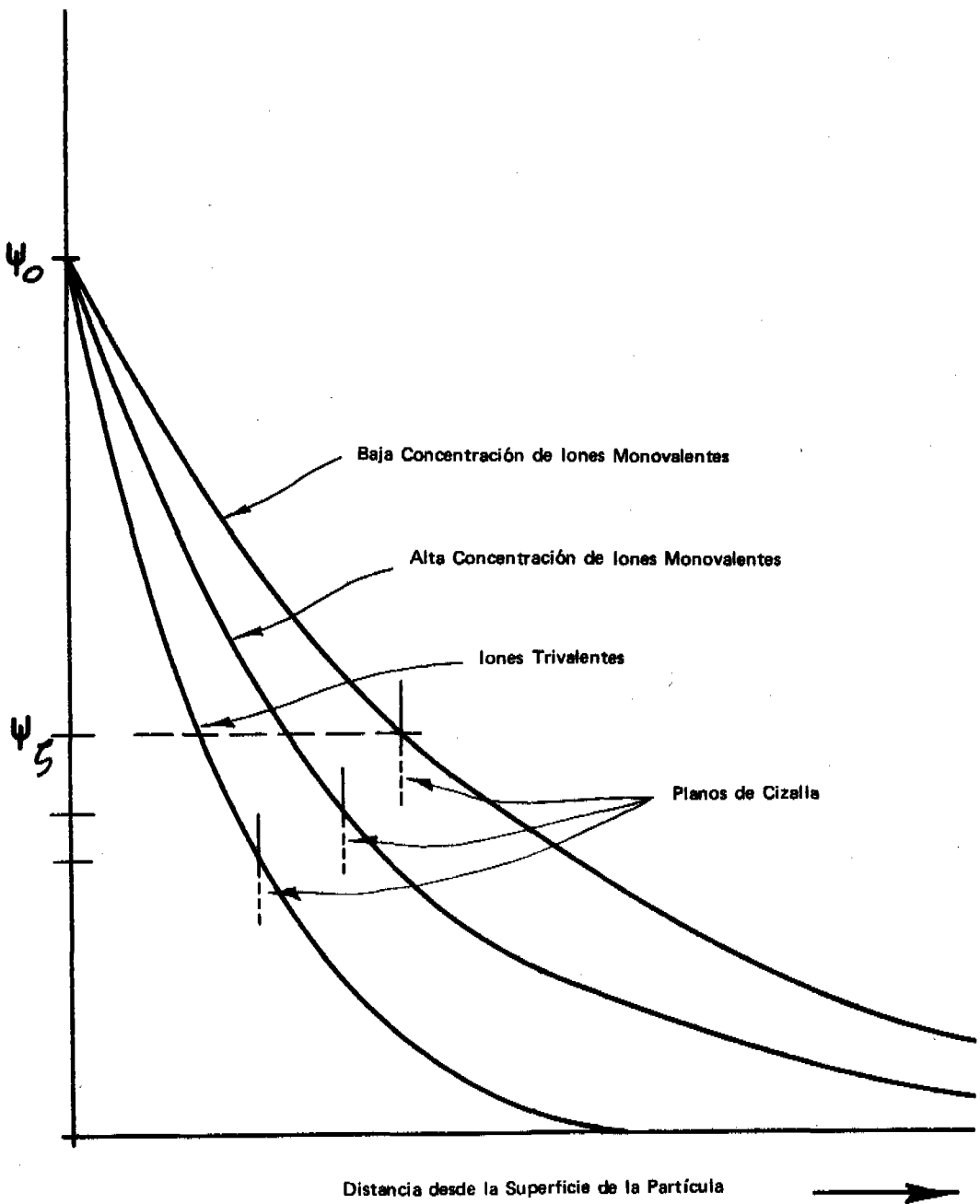


Fig. 6 Comparación del Potencial de Distribución para Diferentes Ambientes Iónicos

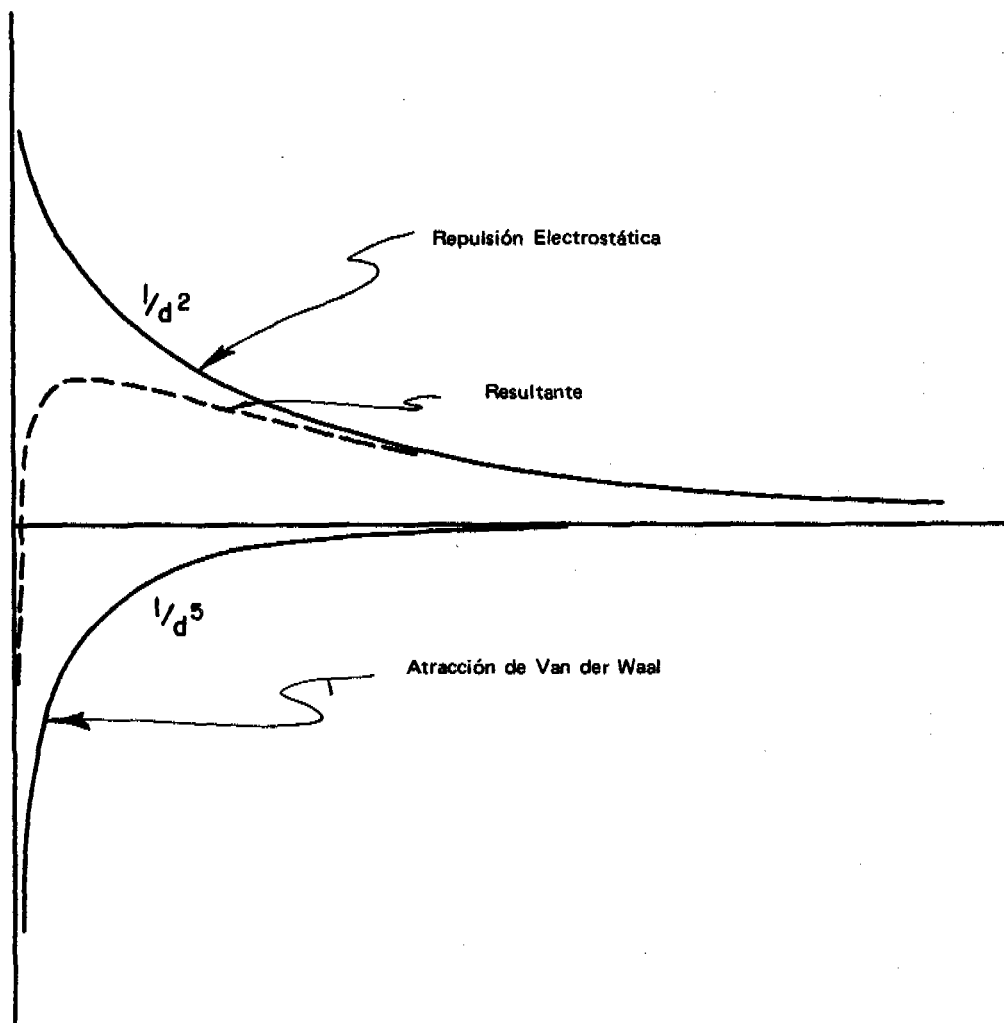


Fig. 7 Fuerzas Principales Ejercidas en una Partícula Coloidal

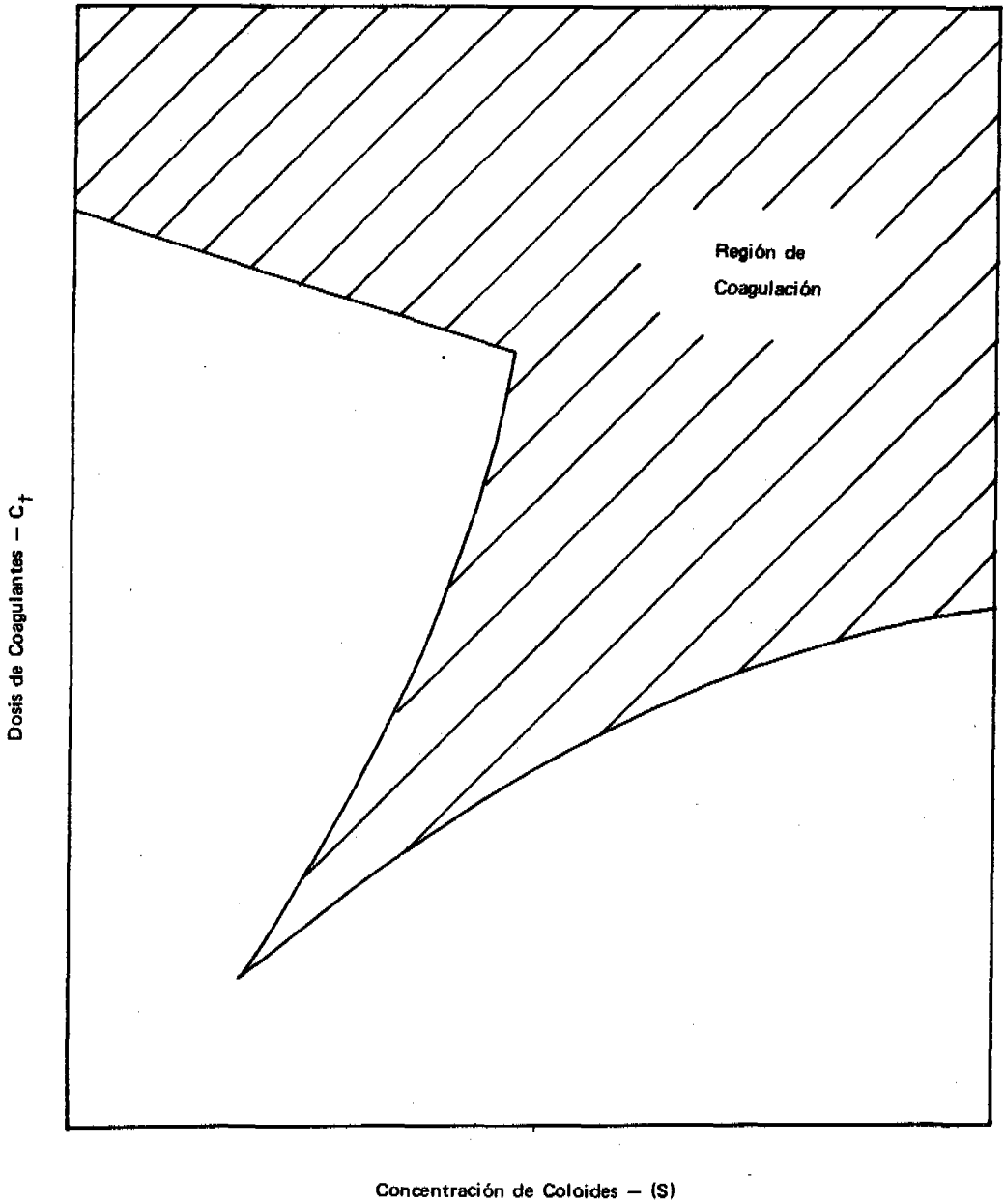


Fig. 8 Diagrama Esquemático de la Coagulación

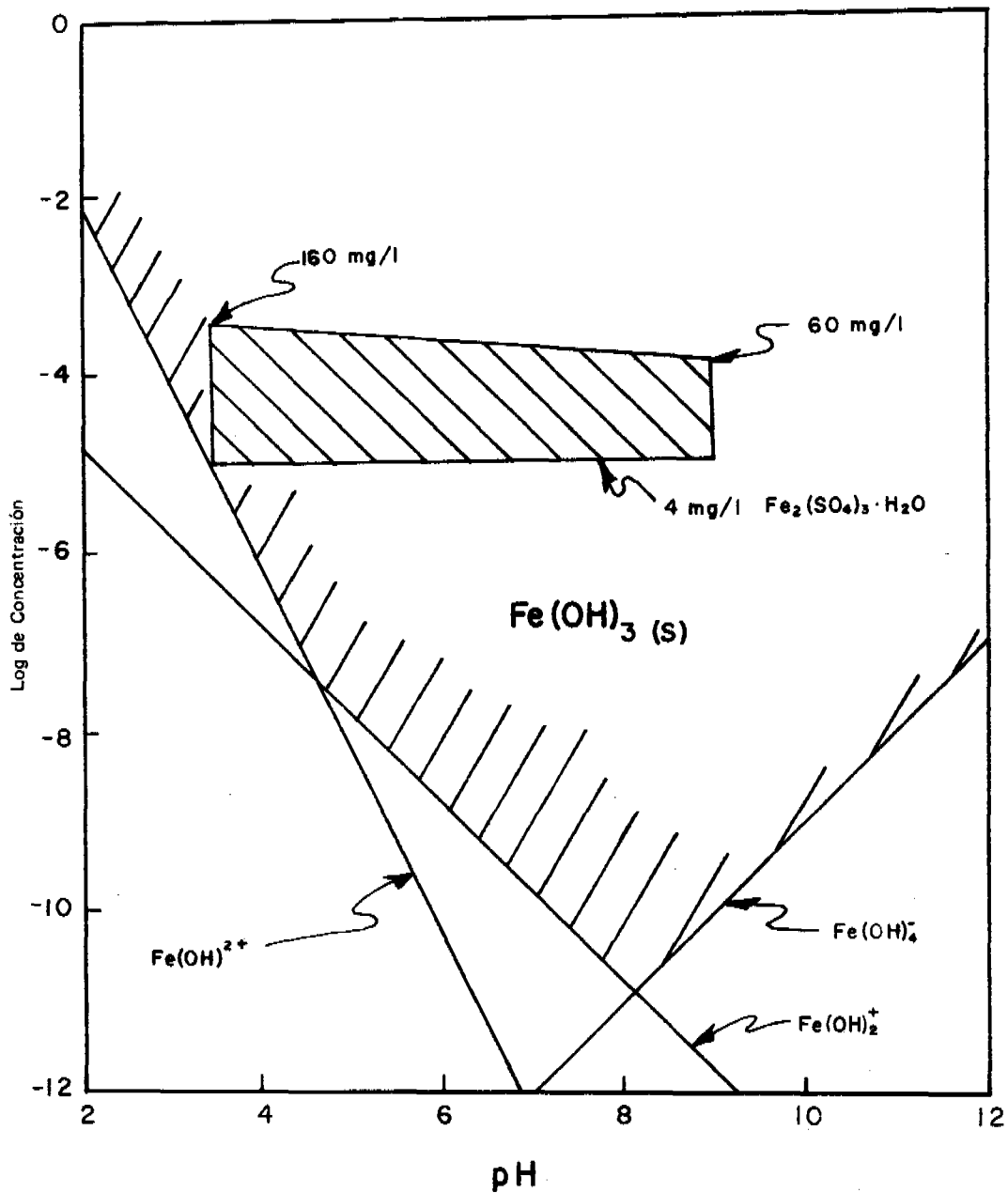


Fig. 9 - Regiones de solubilidad en equilibrio en el agua, del hierro (III)

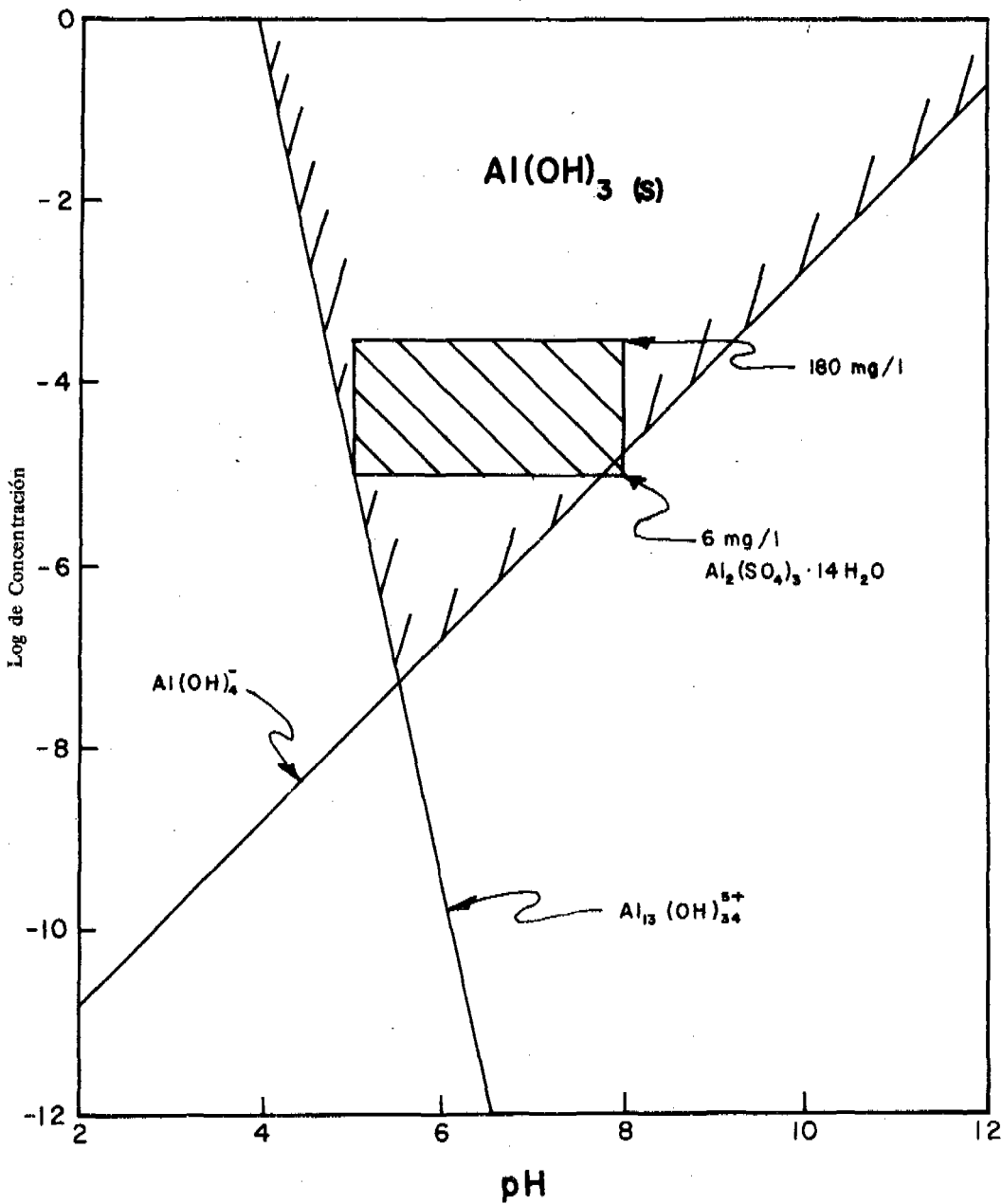
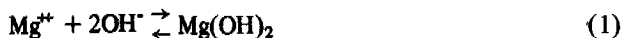


Fig. 10 - Regiones de solubilidad en equilibrio en el agua, del hidróxido de aluminio

EXPERIENCIAS CON EL PROCESO DE COAGULACION DE CARBONATO DE MAGNESIO EN NORTEAMERICA

J. E. Singley, Ph. D.
Profesor de Química del Agua
Departamento de Ingeniería Ambiental
Universidad de Florida
Gainesville, Florida
E.E. U.U.

Thompson, Singley y Black (1, 2) hicieron (en los ejemplares de enero y febrero de 1972 del Journal of the American Water Works Association) las primeras referencias que existen en la literatura sobre el sistema integral de coagulación llamado ahora sistema de carbonato de magnesio. Se había utilizado como coagulante – en muchas plantas de tratamiento – el ion de magnesio presente en las aguas naturales, siendo precipitado como hidróxido a elevados valores de pH, es decir, por encima de 11.0. La reacción es:

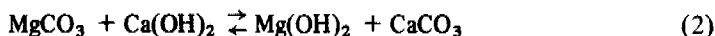


controlando el pH la solubilidad del magnesio. Las plantas de ablandamiento han utilizado este factor para controlar la dureza magnésica del agua tratada, a fin de reducir los problemas de incrustación de magnesio en los calentadores de agua. Larson (3) ha fijado en 10 mg/lit el máximo aceptable de magnesio como ion. Las principales ventajas del sistema aquí propuesto consisten en la eliminación del problema del manipuleo de lodos en muchas plantas y en la reducción de costos en muchas otras.

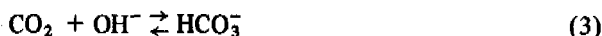
Anteriormente casi no se había tomado en cuenta al magnesio como coagulante, debido principalmente a dos factores: (1) las sales de magnesio son caras, y (2) no se pensaba que un ion bivalente fuera un coagulante tan eficiente como uno de carga más alta, tal como aluminio, hierro o un polielectrolito. El proceso aquí discutido elimina el primer punto y demuestra que, de hecho, el segundo no es correcto.

Reacciones químicas

La química del proceso es una combinación de ablandamiento y coagulación incluyendo las ventajas de ambos. Se añade cal para precipitar calcio como carbonato y magnesio como hidróxido. Al añadir cantidades equivalentes de carbonato de magnesio e hidróxido de calcio (cal), la reacción principal es:



Esto constituye lo esencial del proceso, pero la química es mucho más complicada. Para producir agua con menos de 10 mg/lit de magnesio, el magnesio no puede ser precipitado a valores de pH menores de 10.8 a 11.6. Parte de la cal añadida debe ser usada para aumentar el pH. La primera reacción, por lo tanto, ocurre entre el ácido más fuerte presente, CO_2 , y el ion de hidróxido.



De los ácidos existentes en aguas naturales que presentan algo de alcalinidad, el que sigue en fuerza al CO_2 es el ion de bicarbonato, que reacciona como sigue:

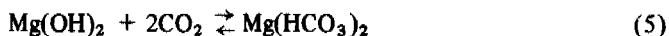


En la Figura 1 se muestra el efecto del pH sobre el sistema de carbonato.

Cuando todos los bicarbonatos hayan sido convertidos a carbonatos, puede haber ion de hidróxido libre para precipitar ion de magnesio como en la ecuación (1). La figura 2 muestra la solubilidad del magnesio en función del pH. Thompson (4) mostró (ver figura) que la solubilidad en aguas tratadas es bastante más alta que la pronosticada. Esto puede haberse debido a condiciones de desequilibrio.

La precipitación conjunta de carbonato de calcio e hidróxido de magnesio tiene varias ventajas. El hidróxido de magnesio coagula en forma efectiva tanto la turbiedad como el color y, además, cualquier óxido de hierro o manganeso, los que se forman fácilmente a este alto pH. El carbonato de calcio sirve para dar peso al floc así como para producir un agua estable, es decir, en equilibrio con el carbonato de calcio. Este punto es de gran valor en el tratamiento de aguas superficiales blandas de baja alcalinidad, que son casi imposibles de tratar después de los procesamientos normales de coagulación para impedir la corrosión.

Puede tratarse el lodo para recuperar y volver a utilizar los compuestos químicos. El magnesio puede disolverse en forma selectiva reduciendo el pH del lodo, después que éste ha sido condensado; puede hacerse esto introduciendo en el lodo burbujas de dióxido carbónico, lo cual resulta en la formación de bicarbonato de magnesio:



El bicarbonato de magnesio soluble puede volverse a utilizar en la entrada de la planta a fin de proporcionar ion de magnesio para la continuación del proceso. El lodo sobrante contiene normalmente carbonato de calcio, turbiedad y color. La turbiedad puede removerse por flotación o condensarse aún más toda la masa y enviarla a un horno para su calcinación. El color desaparecería al quemarse; no así la turbiedad en caso de no haber sido previamente removida. Esto puede requerir que se deseche parte de cada hornada.

El carbonato de calcio se convertiría en cal de acuerdo a:



Asimismo, la cal puede utilizarse nuevamente, y también el CO_2 para ajustar el pH. El lodo por remover incluiría únicamente turbiedad, excepto en las plantas pequeñas que no justifican el gasto de un horno. En este último caso se precisaría comprar tanto cal como bióxido carbónico, aunque a veces puede disponerse de fuentes de bióxido carbónico a partir de combustibles fósiles. Para que resulte económico, el proceso depende de los factores anteriores.

Estudios de laboratorio

Se ha efectuado una amplia serie de estudios de laboratorio con el fin de determinar las condiciones óptimas, empleando tanto aguas sintéticas como naturales. La figura 3⁽¹⁾ muestra los resultados obtenidos en un agua sintética blanda, de alcalinidad baja, que contiene color y turbiedad. Los resultados muestran una excelente agua tratada. La figura 4⁽¹⁾ muestra los resultados obtenidos con el agua de la ciudad de Atlanta, los que asimismo, fueron excelentes. La figura 5 muestra los resultados obtenidos en una muestra de agua de Lynn, Massachusetts. El conjunto de valores representa el promedio de muchas carreras sobre un rango de parámetros de calidad, como color, turbiedad y temperatura. Los estudios se realizaron en Lynn a fin de emplear muestras frescas, y la temperatura se mantuvo igual por medio de un baño de temperatura constante. La figura 6 muestra un nuevo agitador de laboratorio ideado para realizar pruebas de jarras. Los resultados del estudio efectuado en Lynn incluyen datos sobre sedimentación del floc que pueden ser utilizados en el diseño de plantas, de acuerdo a lo manifestado por Hudson (5) y Griffith y Williams (6). La figura 7 muestra los resultados de la utilización de estos datos para evaluar el efecto de los cambios en los parámetros de coagulación y floculación sobre las características de sedimentación del floc. Este tipo de curva ha sido desarrollado por Hudson para simplificar la interpretación de resultados. Graficando la velocidad de sedimentación versus el porcentaje de turbiedad removida en papel de probabilidades, generalmente se obtiene una línea recta. Griffith y Williams (6) estudiaron en detalle la correlación entre los datos de las pruebas de jarras y los resultados obtenidos en la planta.

Los estudios de laboratorio efectuados en Lynn tuvieron como finalidad facilitar el diseño de una planta piloto y, eventualmente, el de una de 25 mgd ($1.08\text{m}^3/\text{seg}$) para tratar un abastecimiento de agua estancada contaminada con color, turbiedad, sabor, olor, hierro y manganeso. La temperatura, muy baja en el invierno debido a su situación norte, constituía un problema adicional. El tratamiento normal para este tipo de agua se haría probablemente en dos etapas; coagulación para remover el color a un pH bajo utilizando ya sea una sal férrica o de aluminio, y remoción del hierro y manganeso a un pH más

alto. El hierro y el manganeso podrían ser oxidados con un oxidante fuerte como ozono, permanganato o bióxido de cloro antes de la coagulación. Para remover el olor y el sabor se requeriría probablemente carbón activado. Con el proceso de carbonato de magnesio se puede realizar el tratamiento en una sola etapa.

Se efectuaron comparaciones entre el proceso de carbonato de magnesio y la utilización de sulfato férrico. Los resultados pueden resumirse como sigue:

Carbonato de magnesio

- a. podía obtenerse color de menos de 5 en el agua tratada.
- b. el hierro se redujo a menos de 0.01 mg/lit.
- c. el pH óptimo era de 11.9 a una temperatura de 8–11°C (Figura 8)
- d. se obtuvo mejor sedimentación del floc con un mínimo de mezcla rápida (Figura 9) a temperatura más alta (Figura 10) y con una dosis de 50 mg/lit de $MgCO_3 \cdot H_2O$, en vez de 20 mg/lit, que era la concentración aceptable.
- e. una concentración de lodos de 1% produjo excelente sedimentación del floc (Figura 11).
- f. el tiempo óptimo de floculación era de aproximadamente 20 minutos (Figura 12).
- g. el sulfato de aluminio, en concentraciones de solamente 0.25 mg/lit, fue muy efectivo para incrementar la sedimentación (Figura 13).
- h. la adición de 10 mg/lit de carbón activado aumentó la velocidad de sedimentación del floc.

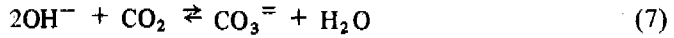
Sulfato férrico

- a. el valor óptimo de pH para remoción del color fue de 4.8 a 5.3 utilizando 25 mg/lit de $Fe_2(SO_4)_3$ (Figura 14) para obtener un color de menos de 5 y hierro de menos de 0.01 mg/lit.
- b. el floc de hierro sedimentó casi tan bien como el de magnesio, pero filtraba mucho más difícilmente.

Comparación entre los dos procesos

- a. ambos pueden remover el color, la turbiedad y el hierro, hasta alcanzar niveles aceptables.
- b. el efluente del proceso del carbonato de magnesio filtra mucho más fácilmente.

- c. el agua del proceso del carbonato de magnesio puede ser recarbonatada con CO_2 para obtener un pH estable, precipitando el exceso de calcio como,



- d. Si el agua cruda de Lynn tuviese un promedio de 22 mg/lit de magnesio, como CaCO_3 , sería factible completar la reutilización del magnesio dejando solamente 8 mg/lit como CaCO_3 .

Estudios en planta piloto

Se construyó una planta piloto de 25 gal/min (1.58 lt/seg) utilizando una unidad ascendente de recirculación de lodos y un filtro estándar de arena. La planta entró en operación el 1° de julio de 1972.

Comparaciones químicas y económicas

Los estudios basados en pruebas de jarras, utilizando agua de algunas de las ciudades más importantes de EE. UU., mostraron diferencias entre las características químicas del agua tratada con carbonato de magnesio y la tratada con coagulación convencional con sulfato de aluminio. La figura 15 muestra estos datos. Las comparaciones económicas se basaron en las siguientes consideraciones: (2)

- “Caso I – se recupera la cal, proporcionando CO_2 sin costo alguno y 90% de cal a \$0.006/lb”.
- “Caso II – se compra cal a \$0.01/lb y el CO_2 se obtiene sin costo alguno de una fuente dentro o cerca de la planta”.
- “Caso III – tanto la cal como el CO_2 cuestan \$0.01/lb. El compuesto $\text{MgCO}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ tiene un precio de \$0.05/lb”.

En la figura 16 se compara el costo de estas tres posibilidades del proceso de carbonato de magnesio con el del tratamiento mediante sulfato de aluminio, para las mismas ciudades.

Resumen

El sistema de coagulación con carbonato de magnesio muestra grandes posibilidades como proceso de tratamiento, especialmente para aguas blandas de baja alcalinidad.

Sus principales ventajas son: (1) reutilización del coagulante, (2) eliminación o reducción de los problemas de disposición de lodos, (3) desinfección adicional debido al elevado pH de coagulación, (4) remoción del hierro y del manganeso, (5) producción de un agua con dureza y alcalinidad adecuadas para permitir controlar la corrosión mediante la estabilización del agua, así como (6) ahorros potenciales en los costos de tratamiento. Al diseñar nuevas plantas o al planificar la expansión de las existentes deben considerarse cuidadosamente las muchas y grandes ventajas de este tratamiento.

Reconocimiento

Reconocemos y agradecemos la asistencia que nos brindara la firma Clinton Bogert Associates, en especial los señores Herbert Kaufman y Wayne Eakins, para llevar este estudio a la práctica; asimismo, la cooperación del Departamento de Obras Públicas de Lynn, Massachusetts, en particular de los señores David Phillips, Comisionado de Obras Públicas y Joseph Macchione, Director de Servicios Públicos, así como la de los miembros de la firma Water and Air Research Incorporated.

REFERENCIAS

1. Thompson, C. G., Singley, J. E. and Black, A. P., "Magnesium Carbonate, A Recycled Coagulant - Part I." *Journal AWWA*, 64 : 11 (1972).
2. Thompson, C. G., Singley, J. E. and Black, A. P., "Magnesium Carbonate, A Recycled Coagulant - Part II." *Journal AWWA*, 64 : 93 (1972).
3. Larson, T. E., Lane, R. W., and Neff, C. H., "Stabilization of Magnesium Hydroxide in the Solids - Contact Process." *Jour. AWWA*, 51 : 1551 (1959).
4. Thompson, C. G., Ph. D. Dissertation, University of Florida, 1971.
5. Hudson, H. E., "Correlation of Jar Tests With Plant Operation Data." 92nd Annual AWWA Conference, Chicago, Ill., June, 1972.
6. Griffith, J. O. and Williams, R. G., "Application of Jar Test Analyses at Phoenix, Arizona," presented at AWWA Annual Conference, Chicago, Ill., June, 1972.

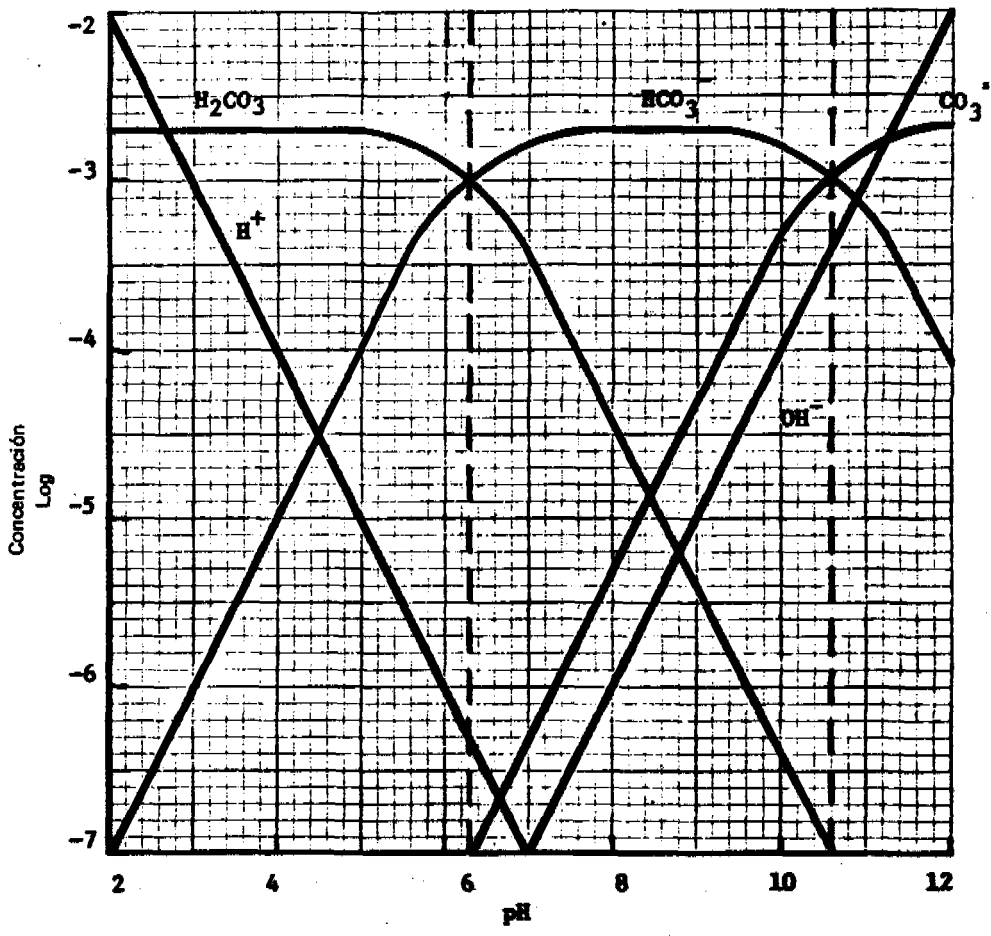


FIGURA 1

EFFECTO DEL pH EN LA COMPOSICION DE LAS ESPECIES DE UNA SOLUCION CON UNA ALCALINIDAD TOTAL DE 200 MG/LT COMO CaCO₃

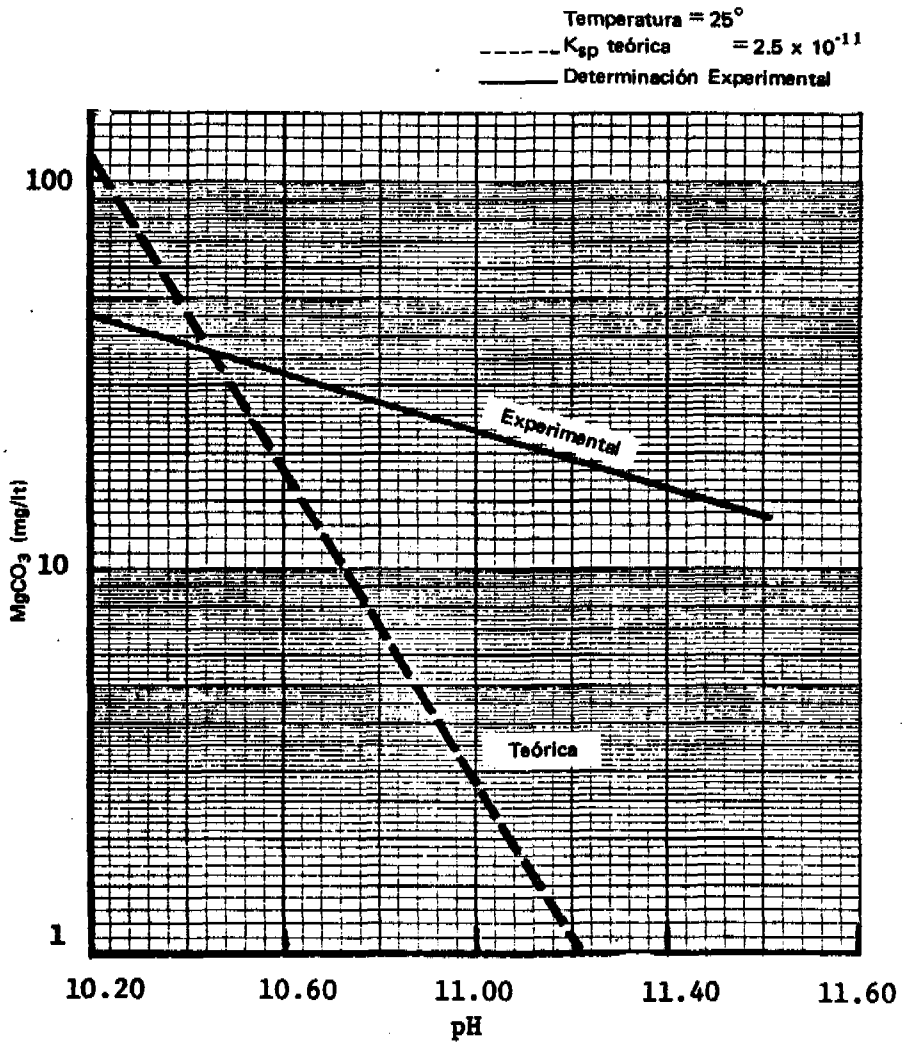


FIGURA 2

SOLUBILIDAD DEL $Mg(OH)_2$ (como $MgCO_3 \cdot 3H_2O$)
 EN FUNCION DEL pH PARA 23 AGUAS NATURALES

FIGURA 3

REPRODUCCION DEL REGISTRO DE DATOS QUE MUESTRAN LOS RESULTADOS DE LA COAGULACION CON $MgCO_3 \cdot 3H_2O$ Y CAL DE UN AGUA SINTETICA ALTAMENTE COLOREADA QUE CONTIENE MONTMORILLONITA

Jarra No.	Dosis en ppm					pH	Color	Turbiedad	Movilidad	Alcalinidad			Estab. a pH	Color	Alcalinidad		Dureza			Magnesio como $CaCO_3$	
	Mg CO_3	Ca $(OH)_2$	Sulf.	Alum.	OH					CO_3	HCO_3	CO_3			HCO_3	C	NC	T			
1	40	117	.5		11.05	56	3.7	.81	68	96	0										
2	45	120	.5		11.05	46	6.0	.88	60	96	0										
3	50	122	.5		11.05	45	12.0	.91	68	80	0										
4	60	128	.5		11.05	34	12.8	.80	54	72	0										
5	70	134	.5		11.05	31	2.8	.91	60	72	0										
6	80	140	.5		11.15	23	1.4	.80	64	72	0	9.4	14	4	46	50	0	50	9		

Características del agua cruda

Alcalinidad como $CaCO_3$	25
Dureza total como $CaCO_3$	25
pH	8,30
Color orgánico	200
Turbiedad	60
Arcilla tipo	Montmorillonita

Comentarios

En prácticamente todas nuestras pruebas de jarras se obtuvo para el agua estabilizada un color de menos de 10. En esta prueba no lo hicimos así por falta de tiempo y es claro que una dosis de 90-95 ppm $MgCO_3 \cdot 3H_2O$ hubiese producido dicho valor. La diferencia de costos sería muy pequeña, únicamente de 10-15% del costo de la dosis añadida, ya que el resto recircula y se vuelve a utilizar.

FIGURA 4

REPRODUCCION DEL REGISTRO DE DATOS DE LOS RESULTADOS DE LA COAGULACION CON $MgCO_3 \cdot 3H_2O$, CAL Y SULFATO DE ALUMINIO DEL RIO HOOCHEE, QUE ABASTECE LA CIUDAD DE ATLANTA, GEORGIA

Jarra No.	Dosis en ppm			pH	Color	Turbiedad	Movilidad	Alcalinidad			Estab. a pH	Color	Alcalinidad		Dureza			Magnesio como $CaCO_3$	
	Mg CO_3	Ca $(OH)_2$	Sulf. Alum.					OH	CO_3	HCO_3			CO_3	HCO_3	C	NC	T		
1	20	91	.5	11.15	24	23.0	-45	64	60	0									
2	30	97	.5	11.15	20	14.0	-34	76	64	0									
3	40	103	.5	11.15	15	4.6	0	68	76	0	9.0	11	0	45	45	0	45	16	
4	40	118	.5	11.25	2	1.0	+41	92	60	0	9.0	1	0	38	38	0	38	10	
5			10	7.50	9	6.0		0	0	10									
6			13	7.48	8	3.0		0	0	8	9.0		0	16	16	2	18		

Características del agua cruda

Alcalinidad como $CaCO_3$	11
Dureza total como	13
pH	7.65
Color orgánico	38
Turbiedad	104
Arcilla tipo	Natural
Magnesio como $CaCO_3$	4

Comentarios

Movilidad del agua cruda - 1.24

Este es un ejemplo perfecto de agua que puede ser tratada con $MgCO_3$ y cal para producir un agua blanda pero con alcalinidad suficiente, 38-45 ppm, para estabilizarse efectivamente por graduación del pH, mientras que el tratamiento con sulfato de aluminio produce un agua que no puede estabilizarse completamente por ningún método conocido.

Jarra No.	Dosis (ppm)		Floc pH*	Turbiedad, u. j.					Alcalinidad como CaCO ₃		pH Estab.	Alcalin. Estab. H ₂ O		Dureza Estab. H ₂ O	Color sedimentado	Color filtrado
	Ca (OH) ₂	MgCO ₃ 3H ₂ O		-2 min	2.5 min	4 min	7 min	10 min	P	M		P	M	T Ca		
	1	110		10	10.8											
2	110	20	10.9													
3	110	30	10.9													
4	130	10	11.0		210	110	44		50	34	8.5-9.0	0	32	12	4	
5	130	20	11.1		412	210	77									
6	130	30	11.1		310	170	43									

Análisis del Agua Cruda

pH = 7.0
 Alcalinidad = 21
 Turbiedad = 2.2
 Color = 20

Mezcla Rápida

Tiempo = 30 seg.
 rpm = 160

Floculación

Tiempo = 20
 rpm = 35
 Temp. = 42-60°F

Estabilización

Temp. = 60-65°F

Comentarios

* el medidor de pH no estaba calibrado adecuadamente

FIGURA 5

REPRODUCCION DEL REGISTRO DE DATOS DE LOS RESULTADOS DE LA COAGULACION DEL AGUA DEL RIO LYNN, MASSACHUSETTS

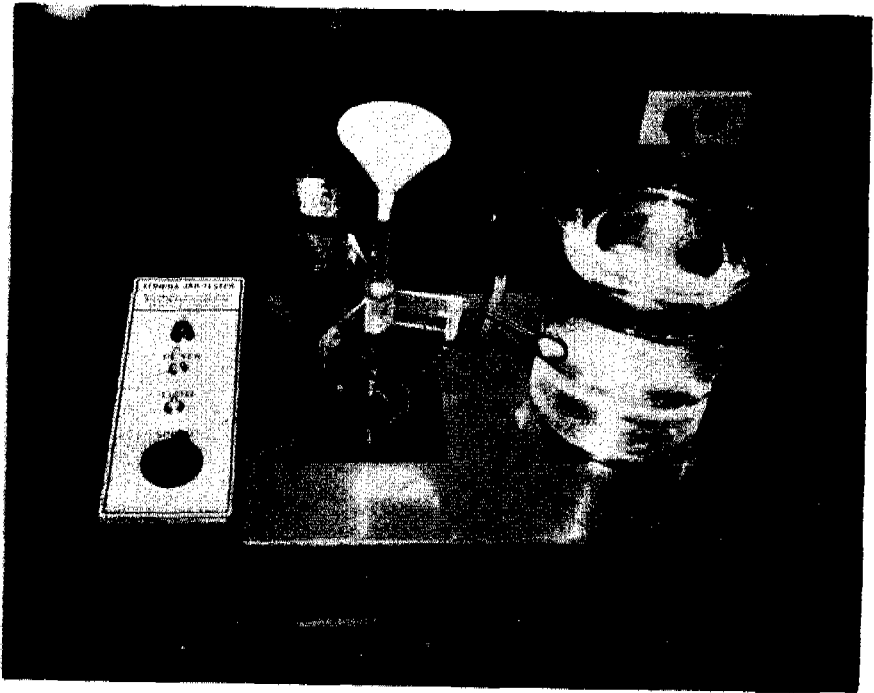


FIGURA 6. EQUIPO PARA PRUEBAS DE JARRAS

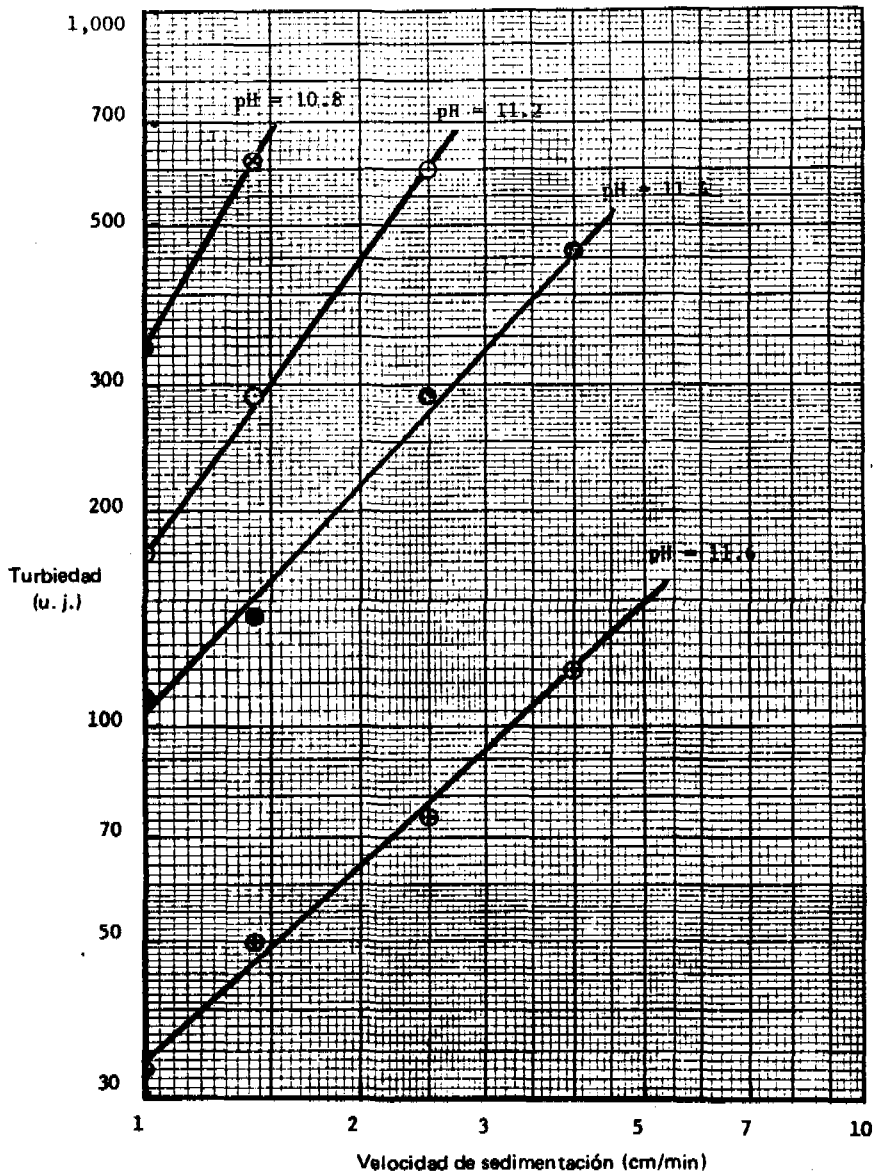


FIGURA 7

DISTRIBUCION DE LAS CURVAS DE VELOCIDAD DE SEDIMENTACION EN UNA PRUEBA DE JARRAS CON $MgCO_3$ CON 1% DE LODOS

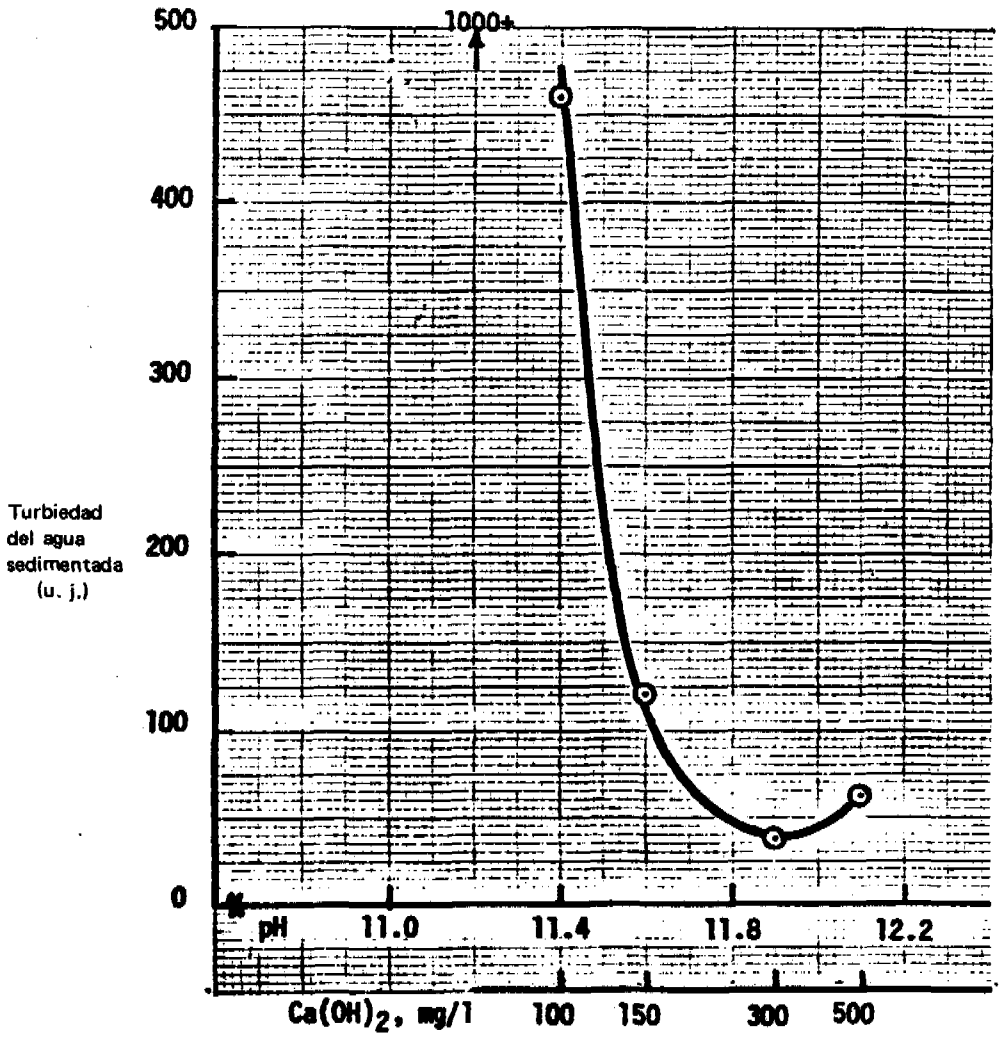


FIGURA 8. EFECTO DEL pH EN EL ASENTAMIENTO DEL FLOC

Condiciones

- Temperatura = 8-11°C
- MgCO₃ · 3H₂O = 50 mg/lit
- Mezcla Rápida = 1 min
- Floculación = 25 min @ 40 rpm
- Tiempo de Detención = 2.5 min

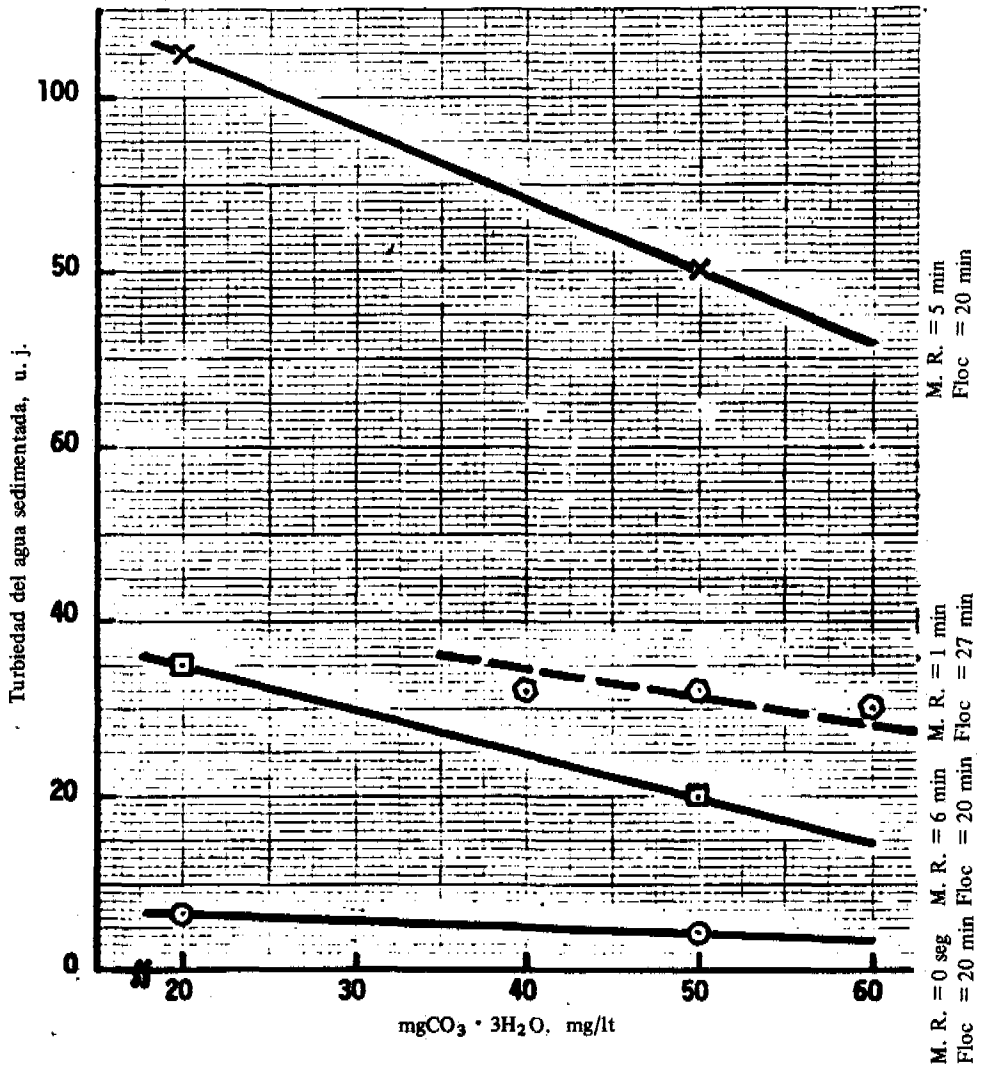


FIGURA 9. EFECTO DEL MgCO³ Y DE LA MEZCLA RAPIDA EN EL ASENTAMIENTO DEL FLOC

Condiciones

Temperatura = 7-8°C
 pH = 11.9 pH = 12.0
 Velocidad del floculador (x, □) = 40 rpm
 (○) = 20 rpm
 Tiempo de sedimentación = 5 min

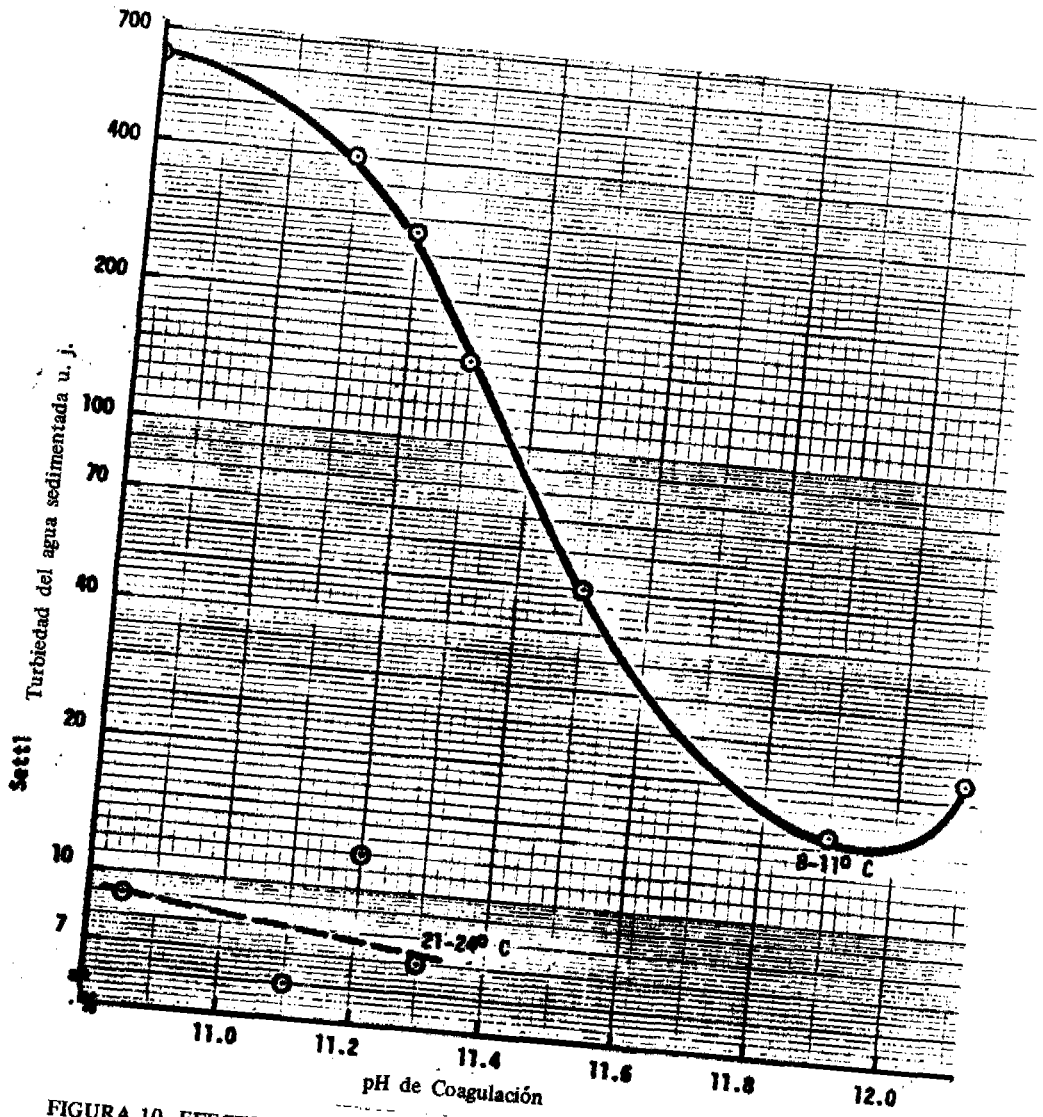


FIGURA 10. EFECTO DE LA TEMPERATURA EN EL ASENTAMIENTO DEL FLOC

- Condiciones
- MgCO₃ · 3H₂O = 50 mg/lt
 - Mezcla Rápida = 1 min
 - Floculación = 25 min @ 40 rpm
 - Tiempo de sedimentación = 7.0 min

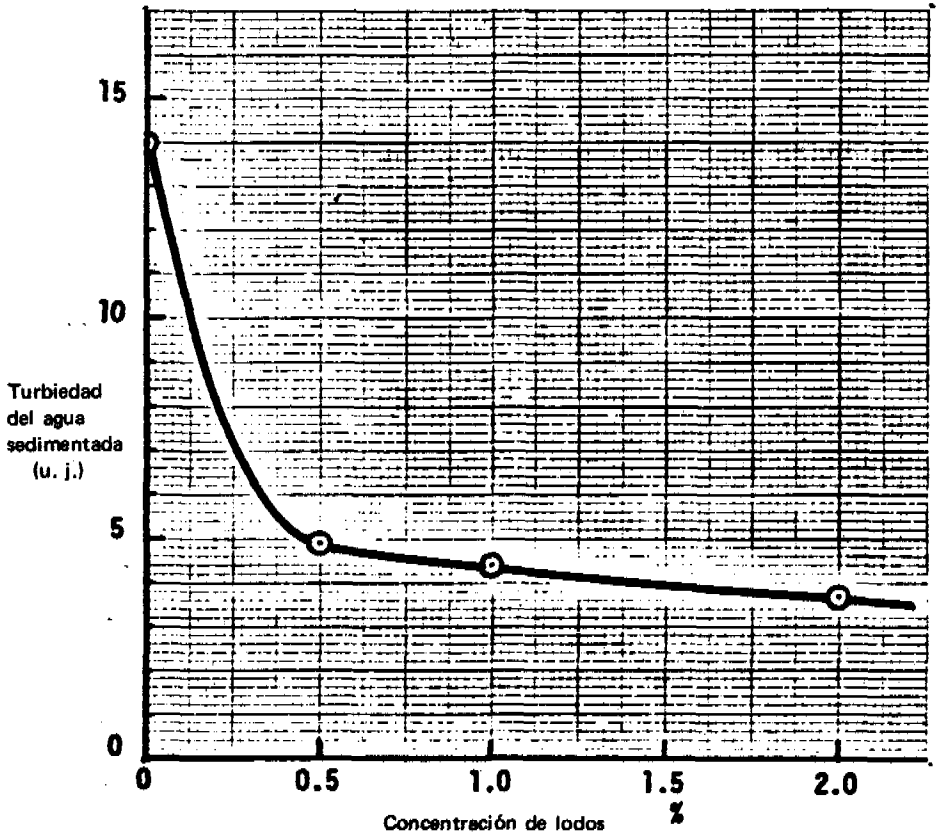


FIGURA 11. EFECTO DE LA CONCENTRACION DE LODOS EN LA SEDIMENTACION DEL FLOC

Condiciones

- Temperatura = 7-8°C
- MgCO₃ · 3H₂O = 50 mg/lit
- Ca(OH)₂ = 3000 mg/lit
- Floculación = 20 min @ 20 rpm
- Sin mezcla rápida
- Tiempo de sedimentación = 2.5 min

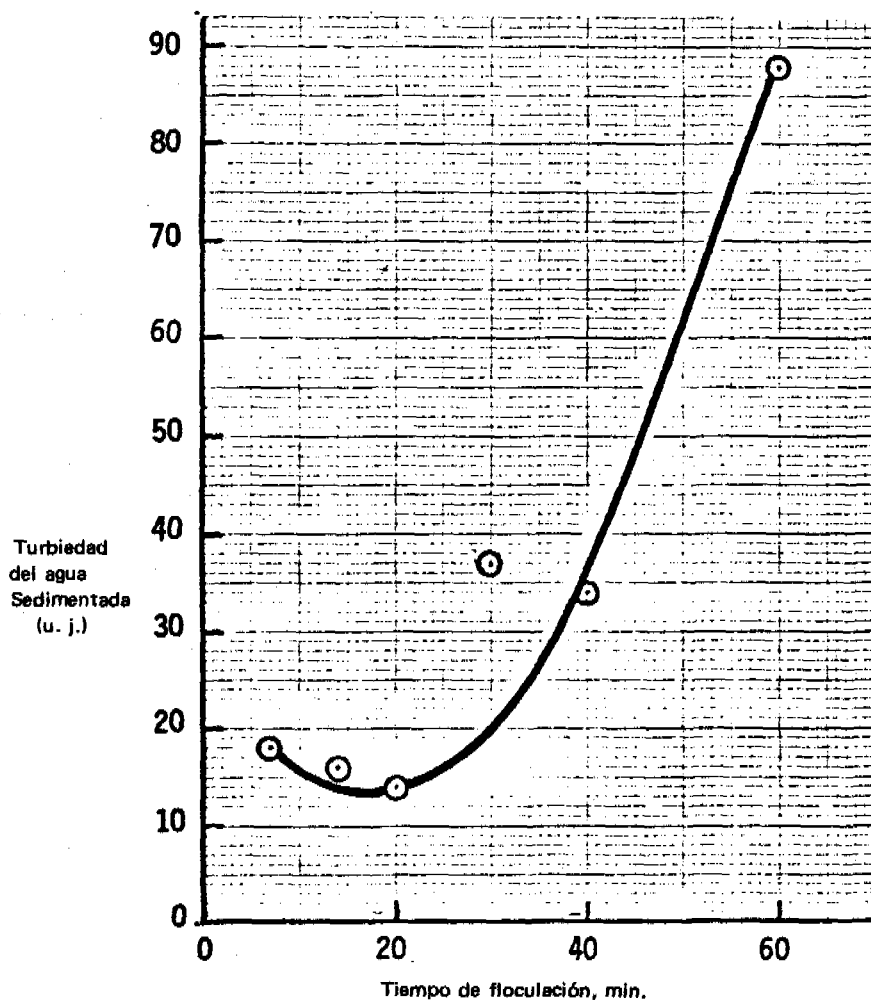


FIGURA 12. EFECTO DEL TIEMPO DE FLOCULACION EN LA SEDIMENTACION DEL FLOC

Condiciones

Temperatura = 7-8°C
 pH = 11.9
 MgCO₃ · 3H₂O = 50 mg/lt
 Sin mezcla rápida
 Velocidad de floculación = 40 rpm
 Tiempo de sedimentación = 25 min

FIGURA 13**EFFECTO DEL SULFATO DE ALUMINIO COMO AYUDANTE DE COAGULACION**

Concentración de sulfato de aluminio (mg/lt)	Turbiedad a los 2.5 minutos (u. j.)	Mezcla Rápida	Floculación
0.00	33	1 min	27 min. @ 40 rpm
0.25	15	"	" "
0.50	12	"	" "
1.00	12	"	" "
0.00	13	---	20 min. @ 40 rpm
0.50	18	"	" "
0.00	37	---	30 Min. @ 40 rpm
0.50	12	"	" "

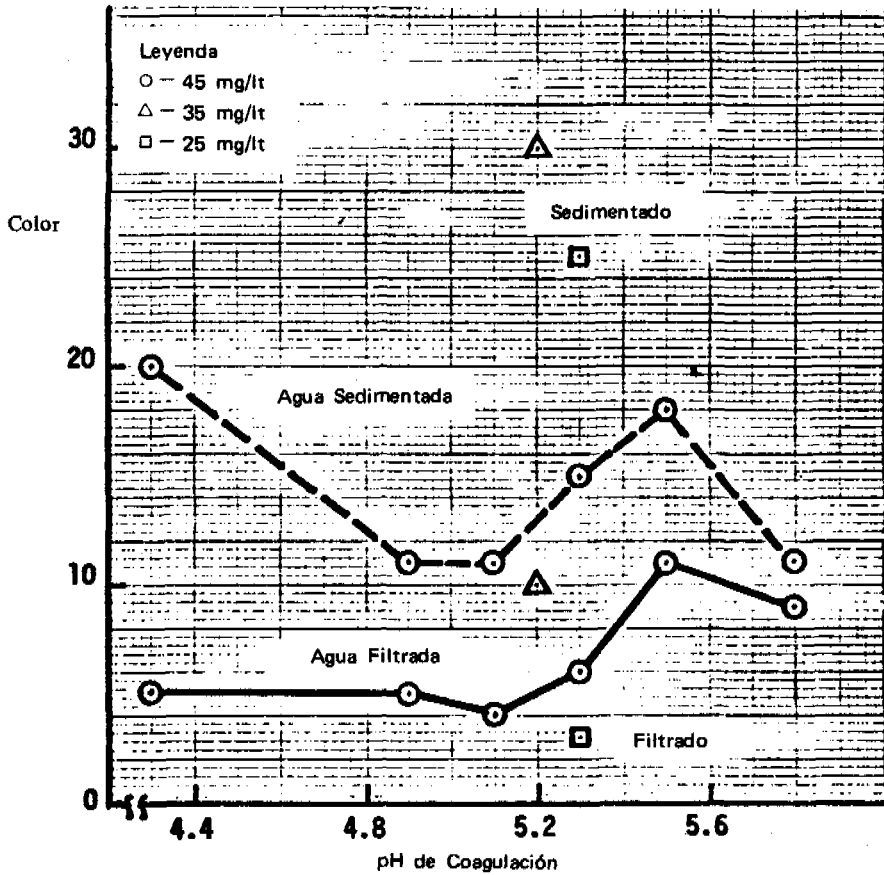


FIGURA 14. EFECTO DE LA FILTRACION SOBRE LA REMOCION DE COLOR USANDO SULFATO FERRICO

Condiciones

- Temperatura = 7-8°C
- Mezcla Rápida = 6 seg
- Floculación = 20 min @ 40 rpm
- Tiempo de sedimentación = 25 min
- Color del agua cruda = 35

Ciudad	Características del Agua Cruda					Tratamiento con MgCO ₃		Tratamiento con Sulfato de Aluminio	
	Turbiedad UJT	Color	Alcalinidad Total ppm	Dureza Total ppm	Magnesio como CaCO ₃	Alcalinidad Total ppm	Dureza Total ppm	Alcalinidad Total ppm	Dureza Total ppm
Atlanta, Ga.	104	38	11	13	4	38	38	16	18
Baltimore, Md.	2	4	12	40	13	29	53	24	54
Birmingham, Ala.	10	12	74	83	25	40	47	71	87
Cleveland, Ohio	6	5	92	127	34	36	68	98	136
Detroit, Mich.	3	0	80	100	30	37	57	86	112
Jackson, Miss.	8	27	10	12	2	39	39	16	23
Louisville, Ky.	106	11	51	110	33	32	83	59	121
Nashville, Tenn.	8	8	71	86	16	32	50	73	97
Philadelphia, Pa.	41	14	34	69	24	34	66	56	95
Richmond, Va.	24	30	27	43	7	38	53	29	55
Washington, D. C.	50	15	41	71	17	40	68	40	76

FIGURA 15

COMPARACION DE LAS CARACTERISTICAS QUIMICAS DEL AGUA CRUDA PARA ONCE AGUAS NATURALES

			Costo del Tratamiento y Coagulación con MgCO ₃ pH para costo mínimo – EU\$/Mill. gal.						
Ciudad	Producción Diaria Promedio † mgd	MgCO ₃ Reg. * ppm	Caso 1**		Caso 2††		Caso 3Ψ		Costo actual del tratamien- to ΨΨ EU \$
			Costo	pH	Costo	pH	Costo	pH	
Atlanta, Ga.	65	32	9.50	11.35	10.91	11.15	15.69	11.00	5.94
Baltimore, Md.	211	21	3.80	11.30	5.25	11.15	9.65	11.00	6.08
Birmingham, Ala.	60	15	2.90	10.55	4.45	10.55	7.12	10.55	12.26
Cleveland, Ohio	320	34	4.15	10.50	6.30	10.50	9.45	10.50	5.70
Detroit, Mich.	230	30	3.45	10.50	5.28	10.50	8.30	10.50	6.40
Jackson, Miss.	21	35	10.80	11.35	12.12	11.15	17.05	11.00	13.50
Louisville, Ky.	84	33	2.50	10.50	3.85	10.50	6.85	11.00	6.12
Nashville, Tenn.	58	20	4.20	11.00	6.35	11.00	10.30	11.00	5.58
Philadelphia, Pa.	365	24	2.85	10.95	4.35	10.95	8.50	10.95	7.40
Richmond, Va.	32	30	8.00	11.35	8.85	11.15	14.43	11.00	11.08
Washington, D. C.	167	24	3.15	10.50	4.75	10.50	8.88	10.50	8.39

† De la investigación de 1960 cuando se desconocía la producción actual

* Precipitado de MgCO₃ como Mg(OH)₂

** Recuperación de cal, CaO a EU\$ 12.00/ton

†† Fuente de CO₂ disponible, CaO a EU\$ 20.00/ton

Ψ CO₂ a EU\$ 0.01/lb. CaO a EU\$ 20.00/ton

ΨΨ En base al informe anual suministrado por la ciudad o a la evaluación del laboratorio sobre el uso del sulfato de aluminio.

FIGURA 16 -- COMPARACION ECONOMICA DE LOS METODOS DE TRATAMIENTO PARA ONCE AGUAS

DISCUSION

TEMA I

Con el objeto de tener una idea sobre cuál es la calidad del agua en las diferentes plantas de América Latina, se hizo una encuesta cuyos resultados se incluyen a continuación.

Ciudad/País	Planta	Promedio de Producción Diaria m ³ /día	Promedio Turbiedad	Promedio Color	Promedio Alcalinidad Total como CaCO ₃	Promedio Dureza Total como CaCO ₃	Promedio Mg como CaCO ₃	Dureza total del Agua Tratada* (Estimado)	
								Coagulante MgCO ₃	Coagulante Al ₂ (SO ₄) ₃
La Paz, Bolivia	Pampahasi	19,000	0,3	0	13,5	3,5	5,3	57	75
Pôrto Alegre, Brasil	Moinhos de Vento e São João	144.000	23,3	111	22,1	22	10,5	35	22
" " "	Menino Deus	50.722,1	25	96	25,7	21	10,8	35	21
" " "	Tristeza	11.181,2	19,3	117	21,0	21	9,5	35	21
" " "	B. Novo	1.090,0	18,6	49	17,2	20	9,2	38	20
" " "	L. do Sabão	11.601	9	90	17,8	19	9,0	36	19
" " "	B. Anchieta	843,8	36,3	174	16,8	22	10,3	40	46
Vitória-es "	De Vitória	83.354	102	119	14	25	5	46	36
Curitiba "	ETA do Tarua	84.000	9,0	30,0	18,0	10,0	7,8	35	20
" " "	ETA de. Rio Iguaçu	27.000	35,0	50,0	17,0	14,0	5,7	35	36
São Paulo, "	Cabucú	24.192	7,6	28,5	10,3	10,9	-	35	30
São Paulo, "	Río Claro	(Población servida) (1'000,000)	4,8	83,4	3,8	3,4	-	35	4
Capanicupal, São Paulo, Brasil	ETA Baixo Cotia	28.275	20,0	89,2	27,8	18	-	35	67
São Paulo "	Dr. Theodoro Augusto Ramos	196.664	4,7	29,7	8,0	8,7	-	36	19
São Bernardo do Campo, Brasil	ETA Río Grande	1.957	7,8	37,4	40,2	57,9	-	53	89
Guarulhos - Est - São Paulo, Brasil	de Cumbica	6.825	20,8	77,9	21,0	17,2	-	35	33
São Paulo, Brasil	ETA Alto de Boa Vista	686.841	4,6	29,1	8,6	8,4	-	35	18
" " "	ETA Alto Cotia	63.000	5,0	37,3	4,9	4,3	-	35	19
Belo Horizonte Brasil	Morro Redondo	46.525	0,53	0,77	19,3	8	4	35	8
" " "	Carangola	19.608	14	28	32	32	12	35	35
" " "	Pampulha	4.782	16	35	33	24	8	35	25
" " "	Río das Velhas	76.621	143	79	21	42	20,5	56	32
Brasília "	Plano Piloto	98.000	40	35	4	3	-	35	11
Medellín, Colombia	Villa Hermosa	150.000	17	35	22,3	22,3	14,6	35	24
" " "	San Cristóbal	18.000	116,4	152	33,0	33,5	15,7	36	42
" " "	El Pedregal	40.000	35,1	92,1	10,2	10,8	6,1	36	10,8
" " "	La Ayurá	150.000	17	40	19	22	13	38	32
Bogotá "	Tibito'	385.822	55	85	11	13	6,5	37	13
" " "	Vitelma	115.396	17	60	6	8,5	-	38	9
Cali "	Río Cauca	113.344	240	347	22	39	16	52	52
" " "	Río Cali	115.905	24	6	34	41	18	42	49
Pereira "		43.000	10	30	32	48	18	51	48
Cartagena "	El Bosque	60.000	270	210	55	68	16,4	48	84
San José, Costa Rica	Tres Ríos (Baja)	34.560	100	20	25	55	21	65	67
" " "	Tres Ríos (Alta)	35.000	100	20	25	55	21	65	67
" " "	Guadalupe	23.280	500	30	70	72	30	37	92
" " "	Los Sitios	7.344	100	20	40	40	-	35	40
Quito, Ecuador	"El Placer"	53.235	65	130	50	50	18	35	60
Guayaquil, Ecuador	La Toma	160.000	149	31	61	45	19,7	35	56
Guatemala, Guatemala	La Brigada	14.749	337	254	71	66	-	35	88
" " "	El Cambray	16.403	55	110	67	54	-	35	60
" " "	Santa Luisa	40.638	155	150	55	44	-	35	80
Asunción, Paraguay	Corposana	44.400	30	80	30	50	20	55	78
Lima, Perú	La Atarjea	663.750	100	10	123	228	24	140	228
Montevideo, Uruguay	Aguas Corrientes (Nueva)	246.286	1,8	2,0	108	103	38,1	3,5	130
Caracas, Venezuela	"Ciudad Caracas"	-	35	30	119	119	49,2	35	130
" " "	La Mariposa	195.000	16	140	140	190	73,8	85	198
" " "	Caricuao	140.000	20	55	82	95	-	48	115
Maracaibo "	"A"	17.295	16	13	134	146	82	47	170
" " "	"B"	96.948	14	14	136	138	73,8	37	169
" " "	"C"	60.546	23	26	146	180	82	69	208
Valencia, Edo. Carabobo, Venezuela	Alonso Díaz Ojeda	56.220	11	23	34	30	13,5	35	44
Burquisimeto, "	El Manzano	54.600	2	6	187	385	61,5	233	385

(*) Alcalinidad para

Tratamiento con MgCO₃-32-40 como CaCO₃
Siempre produce agua estable.

Tratamiento con Alumbre. Aguas de
baja alcalinidad son difíciles de estabilizar.

CLASIFICACION DE CIUDADES

Categoría No. 1

Magnesio como CaCO_3 igual o mayor que 45 mg/lit

MgCO_3 recirculado como coagulante

Suficiente MgCO_3 producido para venta

Categoría No. 2

Magnesio como CaCO_3 igual o mayor que 20 mg/lit

MgCO_3 recirculado como coagulante

MgCO_3 suficiente para uso de la planta, pero no para venta

Categoría No. 3

Magnesio como Mg menor que 20 mg/lit

MgCO_3 recirculado como coagulante

MgCO_3 necesario de adquirirse en forma continua

CATEGORIA No. 1

Ciudad/País	Planta	Características Químicas			Turbiedad		
		Mg ⁺² como CaCO ₃	Dureza Carbonatada	Dureza Total	Promedio	Máximo	Mínimo
Caracas, Venezuela	"Ciudad Caracas"	49.2	110	104	35	600	3
" "	La Mariposa	73.8	160	190	16	1000	10
Maracaibo, "	"A"	82	134	146	16	50	2
" "	"B"	73.8	136	138	14	48	4
" "	"C"	82	146	180	23	48	10
Barquisimeto, "	El Manzano	61.5	187	385	2	3	1

CATEGORIA No. 2

Ciudad/País	Planta	Características Químicas			Turbiedad		
		Mg ²⁺ como CaCO ₃	Dureza Carbonatada	Dureza Total	Promedio	Máximo	Mínimo
Belo Horizonte, Brasil	Río das Velhas	20.5	21	42	143	1300	14
Acarape, "	Acarape	25	45	80	2	10	1
Fortaleza, "	Cocó	20	100	120	0,5	10	0,1
San José, Costa Rica	Tres Ríos (Baja)	21	40	55	100	1000	5
"	Tres Ríos (Alta)	21	40	55	100	1000	5
"	Guadalupe	30	68	72	500	4000	20
Asunción, Paraguay	Corposana	20	30	50	30	150	10
Montevideo, Uruguay	Aguas Corrientes (Nueva)	38.1	93	103	1,8	10	0,8

CATEGORIA No. 3

Ciudad/País	Planta	Características Químicas			Turbiedad			
		Mg ²⁺ como CaCO ₃	Dureza Carbonatada	Dureza Total	Promedio	Máximo	Mínimo	
La Paz, Bolivia	Pampahasi	5,3	14	35	0,3	1	0	
Belo Horizonte, Brasil	Morro Redonde	4	8	8	0,53	100	0,3	
"	"	Carangola	12	32	14	400	1,1	
"	"	Pampilha	8	24	24	16	170	14
Porto Alegre, "	Moinhos de Vereto e São João	10,5	22	22	23,3	120	10	
"	"	Menino Deus	10,8	24	21	25	100	7
"	"	Tristeza	9,5	21	21	19,3	60	9
"	"	B. Novo	9,2	17,2	20	18,6	54	6
"	"	L. do Sabão	9,0	17,8	19	9	15	6
"	"	B. Anchieta	10,3	16,8	22	36,3	210	13
Vitória-Es, "	De Vitória	5	---	25	102	---	7	
Curitiba, "	Eta do Tarumá	7,8	10	10	9	---	---	
"	"	Eta do Rio Iguaçú	5,7	14	14	35	---	---
Bogotá, Colombia	Tibitó	6,5	13	13	55	400	18	
Cali, "	Río Cauca	16	22	39	240	2000	50	
"	"	Río Cali	18	34	41	24	7000	2
Pereira, "	---	18	32	48	10	210	1,5	
Cartagena, "	El Bosque	16,4	55	68	270	1300	25	
Medellín	Villa Hermosa	14,6	22,3	22,3	17	35	5	
"	"	San Cristóbal	15,7	33	33,5	116,4	1200	3,8
"	"	El Pedregal	6,1	10,2	10,8	35,1	150	10
"	"	La Ayurá	13	19	22	17	150	2
Quito, Ecuador	El Placer	18	50	50	65	1400	15	
Guayaquil, "	La Toma	19,7	45	45	149	680	28	
Valencia, Venezuela	Alonso Díaz Ojeda	13,5	30	30	11	90	3	

TEMA II

SEDIMENTACION DE ALTA RATA

SEDIMENTADORES DE ALTA RATA

Kuan M. Yao

Camp Dresser & McKee International

Boston, Massachusetts, EE. UU.

INTRODUCCION

El término sedimentadores de alta rata usado aquí se refiere a los aparatos de sedimentación gravitacional superficial que tienen períodos de detención de no más de 15 minutos y eficiencia comparable a la de los tanques de sedimentación rectangulares convencionales, con períodos de detención de por lo general más de dos horas. La idea de emplear sedimentación acelerada fue sugerida primeramente por Hazen en 1904 y explorada por Camp en 1946 (1) (2). Su aplicación práctica fue demostrada por Hansen y Culp en los años sesenta (3).

En base a los resultados de amplias investigaciones experimentales, la firma Microfloc Inc., de EE. UU., desarrolló, para uso comercial, dos tipos de sedimentadores tubulares de flujo ascendente para el tratamiento de aguas potables y residuales (4) como se indica en la Fig. 1. El primer tipo de módulo consiste en 450 tubos hexagonales, cada uno de 30 pulgadas (76 cm) de largo y 2 pulgadas (5.08 cm) de lámina a lámina. El módulo se usa con filtros de medios múltiples y los tubos tienen un ángulo de inclinación de 5° para facilitar el desagüe de lodo durante el lavado. El segundo tipo consiste en tubos cuadrados de 2 pulgadas (5.08 cm) y 24 pulgadas (61 cm) de longitud. Los tubos están inclinados a un ángulo de 60°. Los resultados experimentales indican que a este ángulo el lodo sedimentado se deslizaría por la cara del tubo por su propio peso, lo que produciría un sistema de autolimpieza (5) (6). Se emplean materiales plásticos para la construcción de estos módulos, los cuales se están usando en por lo menos 50 plantas de tratamiento de aguas potables y residuales.

El llamado separador de lámina inclinada es una forma de sedimentador de alta rata que consiste en placas paralelas inclinadas espaciadas estrechamente. El aparato es de uso bastante difundido en Europa y fue cotizado por la revista *Chemical Engineering*, entre los diez artículos más populares del equipo presentado durante el año que terminó en julio de 1969. La Fig. 2 muestra los separadores de flujo ascendente y descendente. Sin embargo, la versión de flujo descendente se emplea en la separación de agua aceitosa y no es igual a los sedimentadores de alta rata de flujo descendente en la separación de sólidos-líquidos, discutida en la presente exposición. Se sostiene que el separador de lámina inclinada, necesita menos de un sexto del área cubierta por los separadores sin láminas y que remueve completamente las partículas mayores de 10 micrones (7).

Un nuevo aparato de sedimentación superficial para separación de sólidos-líquidos fue desarrollado en Suecia e introducido formalmente al mercado alrededor de 1970 con el nombre registrado de separador laminar. El separador consiste en láminas paralelas inclinadas con espacios intermedios de aproximadamente 1 a 2 pulgadas (2.54 a 5.08 cm). Como se indica en la Fig. 3, el flujo principal tiene dirección descendente. La ventaja principal de este tipo de sedimentador según sostiene el productor, reside en el hecho de que sirve para impulsar el lodo sedimentado en la misma dirección que el flujo principal. Esto significa que para deslizarse el lodo no tiene que vencer la fuerza de arrastre del flujo principal como en el caso de flujo ascendente, sino que es ayudado por éste en su movimiento descendente y, por lo tanto, la acción de autolimpieza puede obtenerse con un ángulo de inclinación de 30°.

Existe en la actualidad gran interés por los sedimentadores de alta rata tanto en el campo de tratamiento de agua potable y residual como en otras aplicaciones industriales. Parece que los sedimentadores de flujo ascendente con sistema de autolimpieza, inclinados a 60°, trabajan satisfactoriamente en el tratamiento de agua. Sin embargo, se necesitan generalmente cuidados especiales para mantener el sedimentador limpio cuando se trata lodo biológico (8). Una unidad sedimentadora de placas paralelas de flujo ascendente se usó satisfactoriamente en un sistema de aeración extendida, llamado Aqua-Reuse Plant, con un método de lavado para mantener la unidad limpia (9). La Fig. 4 indica la operación del sistema. Las láminas tienen una separación de 0.375 pulgadas (0.95 cm) entre sí y una inclinación de 60°. La eficiencia de remoción de los sólidos suspendidos resultó ser del 95 por ciento. El agua de lavado se suministra con bombas de inyección de aire usando la misma fuente de aire para aeración. La bomba es operada con un interruptor cíclico.

Yao realizó un estudio teórico de sedimentadores de alta rata de diversas formas y propuso una ecuación basada en el parámetro "rata de desbordamiento o carga superficial" que es ampliamente usada en el diseño de procesos de tratamiento de aguas potables y residuales (10). La ecuación es apropiada para su aplicación en forma general. Sin embargo, la mayoría de las discusiones presentadas en este documento se limitaron a sedimentadores de tipos de flujo ascendente.

Para un ingeniero de diseño, todavía existen muchos puntos que requieren aclaración. No se dispone actualmente de ninguna información técnica sobre el mérito relativo de las unidades de flujo ascendente y descendente. La ecuación sugerida por Yao hace posible el uso del parámetro convencional "rata de desbordamiento o carga superficial" como base para diseñar sedimentadores de alta rata. Sin embargo, todavía falta información sobre qué carga superficial se debería usar en el diseño. En los tanques de sedimentación convencionales se usa normalmente un factor de seguridad para lograr un funcionamiento razonable. Por ejemplo, la velocidad de asentamiento de las partículas de flóculos de sulfato de aluminio y hierro es aproximadamente de 5 cm/min a 10°C (11). El equivalente de carga superficial es 1,760 gpd/p² EE. UU. (72 mcd/m²). Teóricamente un tanque de sedimentación diseñado con esta carga superficial debería ser capaz de remover todas las partículas de flóculos. En la práctica, sin embargo, la carga superficial oscila generalmente

entre 600 y 1,200 gpd/p² EE. UU. (24.4 a 48.8 mcd/m²). Una de las principales razones es que la condición de tanque ideal es casi imposible de alcanzar. Además, existe siempre la posibilidad de un inadecuado diseño hidráulico del tanque. Por otra parte, no es enteramente inconcebible que debido a su construcción relativamente simple, un sedimentador de alta rata tenga menos probabilidades de ser mal diseñado, tener corto circuitos u otros defectos similares, pues su criterio de diseño es bastante diferente al usado en los tanques decantadores convencionales.

Se reconoce generalmente que en el diseño de un tanque de sedimentación son también importantes otras variables además de la carga superficial; por ejemplo, la velocidad del flujo. Una alta velocidad puede obstaculizar la sedimentación o causar la resuspensión de las partículas sedimentadas. Sin duda estas variables pueden también afectar el funcionamiento de los sedimentadores de alta rata. Hasta ahora no se ha intentado ningún examen crítico de estos parámetros.

La presente exposición tratará de responder, en grado razonable, algunas de estas preguntas. Se usarán resultados experimentales para parte de esta discusión. El proceso combinado de coagulación – floculación – sedimentación usado comúnmente en plantas de tratamiento de agua, involucra acciones e interacciones químicas y físicas complejas. Hablando estrictamente, los resultados experimentales son válidos solo para el sistema usado en el experimento y la manera en que los experimentos fueron conducidos. Sin embargo, se espera que la discusión sea útil como guía general de un comportamiento promedio.

ESTUDIO TEORICO

La figura 5 muestra el sistema de coordenadas usado en el estudio teórico. El eje de las (x), es paralelo al eje del sedimentador de alta rata así como a la dirección del flujo principal, θ es el ángulo de inclinación del sedimentador, (p) representa una partícula que está sujeta a la fuerza de arrastre del flujo con una velocidad local (u), en la dirección $-(x)$, y una velocidad de sedimentación v_s en la dirección vertical. Los componentes de velocidad de la partícula en las direcciones (x) e (y) son, respectivamente,

$$v_{px} = u - v_s \text{ sen } \theta \quad (1)$$

$$v_{py} = - v_s \text{ cos } \theta \quad (2)$$

Nótese que la Ec. (1) implica que no hay deslizamiento entre el fluido y la partícula.

La ecuación diferencial para la trayectoria de la partícula se obtiene combinando las Ecs. (1) y (2).

$$\frac{dy}{dx} = \frac{-v_s \text{ cos } \theta}{u - v_s \text{ sen } \theta} \quad (3)$$

Integrando la Ec. (3).

$$u dy - v_s y \operatorname{sen} \theta + v_s x \cos \theta = C_0 \quad (4)$$

donde C_0 es la constante de integración. La Ec. (4) es la ecuación para la trayectoria de la partícula. Su primer término puede ser evaluado fácilmente si (u) puede expresarse como una función de (y) .

Cada partícula sigue su propia trayectoria dentro del sedimentador. La Fig. 6 muestra las trayectorias de las partículas removidas por el sedimentador porque las tres trayectorias terminan en la placa inferior del mismo. La geometría de estas trayectorias indica que la partícula que sigue la trayectoria F_3 tiene una v_s más pequeña que la que sigue la trayectoria F_2 porque la primera recorre una distancia más corta a través del largo del sedimentador. La trayectoria F_1 representa un caso límite. Todas las partículas con la misma v_s de la partícula que sigue esta trayectoria serán completamente removidas por el sedimentador. Esta partícula v_s se define como la velocidad crítica del sedimentador, v_{sc} .

Sustituyendo la función distribuidora de velocidad para varias formas de sedimentadores y las condiciones divisorias de la trayectoria límite, se obtiene la siguiente ecuación general:

$$\frac{v_{sc}}{v_0} (\operatorname{sen} \theta + L \cos \theta) = S_c \quad (5)$$

donde v_0 es la velocidad promedio del flujo, L es la longitud relativa igual a la relación entre la longitud y el espaciamiento entre planos del sedimentador, y S_c es un factor cuya magnitud depende de la forma del mismo. Los valores de S_c para módulos tubulares cilíndricos, placas paralelas, conductos cuadrados, y bateas abiertas superficialmente, son respectivamente 4/3, 1, 11/8 y 1, ya que si todas las otras variables son constantes, un valor bajo de S_c da un valor más pequeño de v_{sc} , lo que indica una remoción completa de las partículas más pequeñas o más livianas. Teóricamente al menos, las placas paralelas y las bateas abiertas son mejores que los módulos circulares o cuadrados. La Fig. 7 muestra las tendencias de las trayectorias límites en sedimentadores de diferentes formas.

Un diseño de ecuación general se obtiene volviendo a acomodar la Ec. (5) e insertando una constante C para fijar las unidades

$$\text{Carga superficial} = C S_c \frac{v_0}{\operatorname{sen} \theta + L \cos \theta} \quad (6)$$

La magnitud de C depende de las unidades usadas para los distintos términos empleados en la Ec. (6). En unidades británicas con v_0 en pies por minuto, la carga superficial en gpd/p^2 EE. UU., $C = 1.08 \times 10^4$. En el sistema métrico con v_0 en cm/min y carga superficial en mcd/m^2 , $C = 14.4$.

Seleccionando la forma, el ángulo de inclinación, y el espaciamiento o tamaño del módulo, con la ecuación (6) puede establecerse la longitud requerida del sedimentador. Dicha ecuación puede también usarse para evaluar sistemas de sedimentación de alta rata.

SEDIMENTADORES DE FLUJO ASCENDENTE Y DESCENDENTE

Considérense dos sedimentadores idénticos, inclinados a ángulos de $-\theta$ y θ respectivamente que representan a una unidad de flujo descendente y a una de flujo ascendente. Asíumase que v_0 es igual para ambos sedimentadores. Si sustituimos los dos ángulos dentro de la Ec. (5), combinamos las dos ecuaciones resultantes y rearreglamos, tenemos

$$\frac{v_{sc}(-\theta)}{v_{sc}(\theta)} = \frac{L + \tan \theta}{L - \tan \theta} \quad (7)$$

Los símbolos entre paréntesis indican la respectiva v_{sc} para los dos sedimentadores.

La Ec. (7) indica que el funcionamiento relativo de los dos sedimentadores es una función de θ y de L . La Fig. 8 es la representación gráfica de la Ec. (7), con L igual a 10, 20, y 40. Parece que la unidad de flujo ascendente siempre da mejor funcionamiento y que la eficiencia relativa de la unidad de flujo descendente disminuye apreciablemente cuando θ o L aumentan.

La comparación arriba mencionada se basa en la condición de que los dos sedimentadores tienen la misma magnitud del ángulo de inclinación, excepto que el uno trabaja hacia arriba y el otro hacia abajo. Como el principal objeto de colocar un sedimentador en posición inclinada es lograr la acción de autolimpieza durante la operación, si se argumenta que un sedimentador de flujo descendente requiere sólo un ángulo de inclinación de -30° para mantener la acción de autolimpieza normalmente alcanzada con un ángulo de -60° en un sedimentador de flujo ascendente, la comparación se debería basar en estos dos ángulos en lugar de en ángulos de igual magnitud. La figura 9 es la representación gráfica de la Ec. 7, con la unidad de flujo descendente inclinada a -30° y la unidad de flujo ascendente a 60° . La comparación de resultados indica que la unidad de flujo descendente funciona mejor para valores de L por encima de 4. En el diseño práctico, L es probablemente más que el doble de este valor. Por lo tanto, parece preferible una unidad de flujo descendente cuando la remoción de lodo va a depender de la acción de autolimpieza. Sin embargo, la clave para la aplicación exitosa de una unidad de sedimentación de flujo descendente parece estar en el diseño apropiado del sistema de recolección del efluente.

ESTUDIO EXPERIMENTAL

Chen condujo un estudio experimental extensivo de sedimentadores cilíndricos de alta rata, usando un método similar al descrito por Culp, Hansen y Richardson (5). La Fig. 10 muestra el arreglo de los tubos para el estudio. Se usaron cuatro tamaños de tubos: 0.5, 1, 2 y 3 pulgadas (1.27, 2.54, 5.08 y 7.62 cm), tres longitudes de tubos: 2, 3 y 5 pies (61, 91 y 152 cm), y cuatro velocidades de flujo: 2, 4, 6, y 8 EE. UU. gpm/p², correspondientes a 0.27, 0.54, 0.80 y 1.07 p/min (8.14, 16.28, 24.42 y 32.56 cm/min). Se hicieron carreras que involucraban combinaciones de estas variables con cada turbiedad dada de agua y con cada grado de inclinación de los tubos.

El agua cruda se tomó de un canal de irrigación con una turbiedad que varió entre 15 y 30 mg/lit durante el período de estudio. Se usó suspensión de caolinita para graduar la turbiedad al nivel deseado, la que se midió con un turbidímetro Hellige y se expresó en miligramos por litro (mg/lit) como SiO₂. Cada grado de turbiedad indicada era el promedio de por lo menos ocho determinaciones.

El método experimental consistió en un sistema de bombeo de agua cruda, graduación de turbiedad, alimentación de sulfato de aluminio, mezcla por chorro, floculación, y sedimentación de alta rata. La dosificación de sulfato de aluminio se determinó por pruebas de jarras. El promedio de la dosificación de sulfato de aluminio fue 20 mg/lit expresado como Al₂(SO₄)₃ · 14H₂O (12). El tiempo de floculación fue de 20 min. No se hizo ningún ajuste de pH, y el pH del agua tratada, estuvo sobre 6 durante todo el estudio.

Se hicieron tres conjuntos de carreras. El primero se hizo con un ángulo constante de inclinación de 60°. Se estudiaron diez concentraciones diferentes de turbiedades de agua cruda: 15, 20, 25, 35, 40, 50, 60, 70, 80 y 90 mg/lit. En total se hicieron 480 carreras.

En el segundo conjunto de carreras la turbiedad del agua cruda se mantuvo constante e igual a 50 mg/lit. Se estudiaron seis ángulos diferentes de inclinación: 0°, 15°, 30°, 45°, 60° y 75°. Este conjunto incluyó 288 carreras.

Las condiciones para el tercer conjunto de carreras fueron las mismas que para las del segundo, excepto que la turbiedad del agua cruda se mantuvo en 30 mg/lit.

La extensión de las cargas superficiales basadas en la Ec. (6) fue de 80 a casi 5,000 gpd/p² EE. UU. (3.3 a 200 mcd/m²). El número de Reynolds fue aproximadamente de 15 a 370. La escala de las longitudes relativas fue de 8 a 120.

Estos resultados experimentales se usaron como base para la presente discusión. Como se indica en la introducción, en la aplicación de dichos resultados para usos prácticos se debería dar adecuada consideración a las condiciones bajo las cuales éstos se obtuvieron.

Se empleó una computadora digital en el procesamiento de los resultados. Se escogió un intervalo de 200 EE. UU. gpd/p^2 (8.2 mcd/m^2) en el procesamiento de datos y se usó el promedio de todas las lecturas que cayeron en cada intervalo para obtener los resultados.

CARGA SUPERFICIAL VERSUS EFICIENCIA

La Fig. 11 presenta los resultados dados por la computadora para todas las carreras y muestra la eficiencia en la remoción de turbiedad con varias cargas superficiales. Como era de esperarse la eficiencia de remoción disminuye con el aumento de carga superficial. Si una eficiencia de remoción de 80 por ciento es aceptable, el diseño de la carga superficial de $1,500 \text{ gpd/p}^2$ (61 mcd/m^2) puede usarse dentro de los límites de las escalas de variables estudiados en los experimentos

Con los resultados mostrados en la Fig. 11 es ahora posible, dentro de los límites de los experimentos, comparar el funcionamiento de los sedimentadores de alta rata con el de los tanques de sedimentación convencionales. Para comenzar se asume que, bajo diseños y condiciones de manejo normales, la velocidad de asentamiento de las partículas de flocúlos de aluminio y hierro es de casi $1,760 \text{ gpd/p}^2$ EE. UU. (72 mcd/m^2) (11). Usando las curvas de eficiencia desarrolladas por Hazen y la carga superficial para partículas de flocúlos mencionada anteriormente, se construyeron tres curvas de eficiencia de remoción de turbiedad para tanques sedimentadores convencionales, como se muestra en la Fig. 12. El valor (n) en la Fig. 12 indica el funcionamiento del tanque: $n = 0$ para funcionamiento óptimo, $n = 1/3$ para un buen funcionamiento y $n = 1$ para un funcionamiento muy pobre (11). La curva de eficiencia de remoción experimental para los sedimentadores cilíndricos se muestra también con fines comparativos en la Fig. 12.

La Fig. 12 indica muchos puntos interesantes. Con una carga superficial mayor de $1,000 \text{ EE. UU. gpd/p}^2$ (40.7 mcd/m^2), la eficiencia de los sedimentadores cilíndricos excede a la de los tanques de sedimentación convencionales de óptimo funcionamiento. Con una carga superficial mayor de casi 700 gpd/p^2 EE. UU. (28.5 mcd/m^2), la eficiencia de los sedimentadores cilíndricos es mejor que la de los tanques de sedimentación convencionales de buen funcionamiento. A medida que la carga superficial disminuye, el mejoramiento en el funcionamiento del sedimentador tiende a ser menos rápido que en el caso de tanques de sedimentación convencionales. Si una carga superficial de 800 gpd/p^2 EE. UU. (32.6 mcd/m^2) diseñada para un tanque sedimentador convencional de buen funcionamiento es considerada aceptable, se puede lograr entonces una eficiencia similar con sedimentadores de alta rata que trabajen con una carga superficial de aproximadamente $1500 \text{ EE. UU. gpd/p}^2$ (61 mcd/m^2). En consecuencia, si se aplican los criterios de carga superficial utilizados en los tanques de sedimentación convencionales a los sedimentadores de alta rata, estos últimos deberían dar mejor rendimiento dentro de la escala de diseño de cargas superficiales.

Un hecho notable en la comparación de los funcionamientos es la manera cómo la eficiencia varía con la carga superficial. En los tanques de sedimentación convencionales una ligera sobrecarga podría significar una disminución drástica en la eficiencia. Por ejemplo, considérese un tanque de sedimentación de buen funcionamiento que tiene una carga superficial de 800 gpd/p² EE. UU. (32.6 mcd/m²). De acuerdo con la Fig. 12, la eficiencia de remoción será de alrededor del 80%. Si el tanque se sobrecarga en 150% de su capacidad de diseño, la eficiencia baja a casi 69.5%. En condiciones similares, el cambio en eficiencia en los sedimentadores circulares sería de 83.5 al 81.5 por ciento. Esto muestra que un sistema de sedimentación de alta rata es capaz de absorber sobrecarga sin sacrificar mucho la eficiencia de remoción.

La curva de eficiencia del sedimentador cilíndrico presentada en las Figs. 11 y 12 puede muy bien ser conservadora, en vista de la turbiedad relativamente baja del agua cruda usada en los ensayos. Es un hecho experimentalmente establecido que el porcentaje de la eficiencia de remoción de los sedimentadores de flujo ascendente de alta rata mejora con la turbiedad del agua cruda (3) (6). Este punto será discutido en la siguiente sección.

EFFECTOS DE LA TURBIEDAD EN LA EFICIENCIA

La Fig. 13 presenta las curvas de eficiencia de remoción para tres niveles diferentes de turbiedad del agua cruda: 30, 50 y 90 mg/lit. La Fig. 13 demuestra que la eficiencia de remoción aumenta con la turbiedad del agua cruda para todas las cargas superficiales. A una carga superficial baja, la eficiencia de remoción excede del 94 por ciento cuando la turbiedad del agua cruda es 90 mg/lit. La eficiencia correspondiente para una turbiedad de agua cruda de 30 mg/lit es 89 por ciento. Las razones para esta mejora en eficiencia podrían ser la mejor floculación antes de la sedimentación y la mejor recolección de partículas durante la sedimentación. Ambas se traducen en partículas de flóculos más pesados o más grandes.

EFFECTO DE LA VELOCIDAD DEL FLUJO EN LA EFICIENCIA

En el diseño de tanques de sedimentación convencionales la velocidad de traslación del flujo se mantiene generalmente por debajo de 1 p/min (30 cm/min). De un modo similar, las altas velocidades de traslación del flujo pueden también tener efectos adversos en el funcionamiento de los sedimentadores de alta rata.

La Fig. 14 muestra el efecto de la baja velocidad en el funcionamiento de sedimentadores cilíndricos con una turbiedad de agua cruda de 50 mg/lit. Parece que los sedimentadores con velocidades de flujo menores de 4 gpm/p² o 0.54 p/min (16.3 cm/min) tienden a funcionar mejor que aquellos con velocidades mayores que 6 gpm/p² o 0.80 p/min (24.4 cm/min), especialmente con altas cargas superficiales. Como se muestra en la Fig. 15, el efecto es aun más pronunciado para una turbiedad de agua cruda de 30 mg/lit. Las dos líneas de puntos en las Figs. 14 y 15 representan las curvas de eficiencia promedio para sedimentadores cilíndricos con velocidades de flujo iguales a 0.54 p/min

(16.3 cm/min) la inferior y a 0.80 p/min (24.4 cm/min) la superior. Nótese que no existen diferencias apreciables en eficiencia entre sedimentadores con velocidades de flujo de 0.80 y 1.07 p/min (24.42 y 32.56 cm/min). Lo mismo es cierto para sedimentadores con las dos cargas superficiales inferiores con una turbiedad de agua cruda de 30 mg/lit. No se puede dar ninguna explicación de por qué con altas ratas superficiales y velocidad de flujo de 0.45 p/min (16.28 cm/min) siempre se obtiene un funcionamiento ligeramente mejor que el que se consigue con una velocidad de flujo de 0.27 p/min (8.14 cm/min).

De acuerdo a los resultados experimentales presentados en las Figs. 14 y 15, una velocidad de flujo de aproximadamente 0.6 p/min (18.3 cm/min) o menos en el diseño de sedimentadores, parece dar mejor rendimiento, especialmente cuando la turbiedad del agua cruda es relativamente baja.

OTRAS VARIABLES

Como se indica en la Ec. (6), el parámetro "carga superficial" incorpora casi todas las variables físicas normalmente consideradas en el diseño de un sistema de sedimentación de alta rata. Sin embargo, como en el caso de la velocidad de flujo, pueden también dársele límites a otras variables de diseño para asegurar un buen funcionamiento. Esta sección trata de las otras dos variables en la Ec. (6): L y θ .

La Fig. 16 presenta la eficiencia de los sedimentadores cilíndricos versus la carga superficial a diferentes ángulos de inclinación para una turbiedad de agua cruda de 50 mg/lit. No aparece allí ninguna tendencia definida que indique que la eficiencia del sedimentador pudiera ser afectada adversamente si el ángulo de inclinación excediese cierto límite, por lo menos dentro de la escala estudiada. Esto significa que, computando la carga superficial de la Ec. (6), el efecto del ángulo de inclinación ha sido debidamente considerado y que en el diseño práctico no se necesita ninguna consideración adicional.

La Fig. 17 presenta la eficiencia de sedimentadores cilíndricos versus la carga superficial con diferentes valores de L , longitud relativa. La Fig. 17 indica que, como en el caso del ángulo de inclinación, la carga superficial computada en la Ec. (6) ha incorporado la influencia de la longitud relativa y no se necesitan consideraciones adicionales, por lo menos dentro de la escala experimental de L .

RESUMEN Y CONCLUSIONES

Los sedimentadores de alta rata están concitando gran interés en el tratamiento de agua potable y residual así como en otros usos industriales. Su aplicación práctica ha sido demostrada en estudios de laboratorio y de campo. Una ecuación de diseño ha sido desarrollada basada en las condiciones teóricas.

Si el sistema de sedimentación debe apoyarse en la acción de autolimpieza para la remoción del lodo, los sedimentadores de flujo descendente dan un funciona-

miento mejor que los de flujo ascendente. Sin embargo, la clave para la operación exitosa de una unidad de flujo descendente parece ser el diseño adecuado del sistema de recolección del efluente.

En comparación con los tanques sedimentadores convencionales, los sedimentadores de alta rata de flujo ascendente son menos afectados por la sobrecarga. Si se usan los criterios de diseño de carga superficial para tanques de sedimentación convencionales en el diseño de sedimentadores de alta rata de flujo ascendente, estos últimos deberían funcionar mejor dentro de la escala de cargas superficiales utilizadas normalmente en el diseño práctico.

El porcentaje de la eficiencia de remoción de un sedimentador de alta rata de flujo ascendente mejora con la turbiedad del agua cruda.

En base a los resultados de un estudio experimental de sedimentadores cilíndricos de flujo ascendente, una velocidad de flujo menor que 0.6 p/min (18.3 cm/min) parece dar mejores resultados.

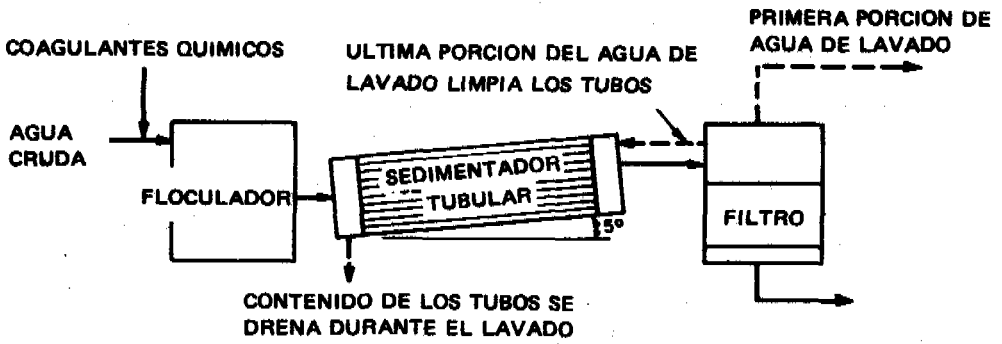
La carga superficial computada en la Ec. (6) parece incorporar en forma razonable las influencias del ángulo de inclinación y de la longitud relativa, al menos dentro de las escalas estudiadas de estas variables.

RECONOCIMIENTOS

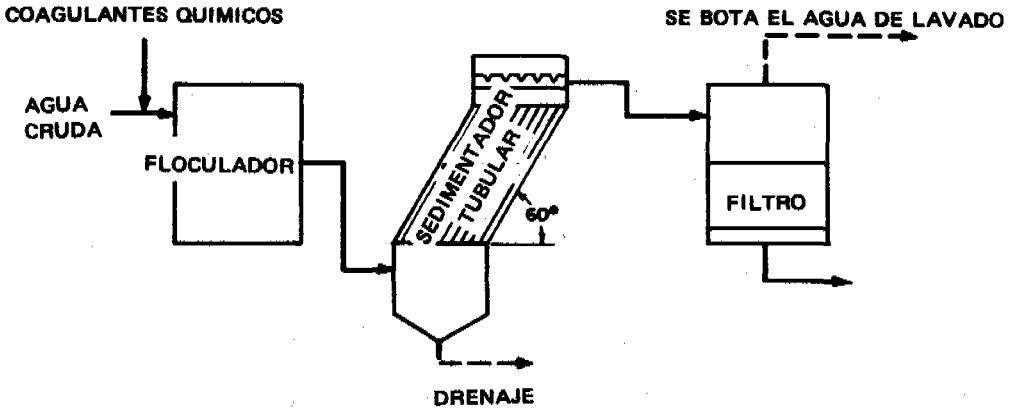
El autor desea agradecer a la gerencia de Camp Dresser & McKee International, Boston, Massachusetts, EE. UU., por su generoso apoyo en la realización de este trabajo; al Profesor Chen I. Fan, de la Universidad Nacional de Taiwan, China, por permitirle usar los resultados de su estudio experimental; a Esther J. MacLaughlin por su excelente ayuda al mecanografiar este trabajo y a Frank A. Censullo y Erika Kalam por su colaboración en la preparación de las figuras.

REFERENCIAS

1. Hazen, A., "On Sedimentation", *Trans. Amer. Soc. Civil Engr.*, **53**, 45 (1904).
2. Camp, T. R., "Sedimentation and the Design of Settling Tanks", *Trans. Amer. Soc. Civil Engr.*, **III**, 895 (1946).
3. Hansen, S. P. and Culp, G. L., "Applying Shallow Depth Sedimentation Theory", *Jour. Amer. Water Works Assn.*, **59**, 1134 (1967).
4. Culp, G. L., Hsiung, K. Y., and Conley, W. R., "Tube Clarification Process, Operating Experiences", *Jour. Sanitary Engineering Div., Amer. Soc. Civil Engr.*, **95**, SAS, 829 (October 1969).
5. Hansen, S. P., Richardson, G. H., and Hsiung, A., "Some Recent Advances in Water Treatment Technology", Paper Presented at the National Meeting of the Amer. Inst. of Chem. Engr., New Orleans, Louisiana, U. S. A., March 16-20, 1969.
6. Chen, T. S., "Circular Tubes for High-Rate Sedimentation", M. S. Thesis, National Taiwan University, China (1970).
7. "Tilted-Plate Separator", *Chemical Engineering*, U. S. A., p. 60, January 12, 1970.
8. Slechta, A. F. and Conley, W. R., "Recent Experiences in Plant-Scale Application of the Settling Tube Concept", *Jour. Water Pollution Control Fed., U. S. A.*, **43**, 1724 (August 1971).
9. Reid, Jr., L. C., "Design of Wastewater Disposal Systems for Individual Dwellings", *Jour. Water Pollution Control Fed., U. S. A.*, **43**, 2004 (October, 1971)
10. Yao, K. M., "Theoretical Study of High-Rate Sedimentation", *Jour. Water Pollution Control Fed., U. S. A.*, **42**, 218 (February, 1970).
11. Fair, G. M., Geyer, J. C., and Okun, D. A., "Elements of Water Supply and Wastewater Disposal", 2nd Edition, John Wiley & Sons, New York, U. S. A., p. 375 and p. 388 (1971).
12. Private Communication with Prof. Chen I. Fan, Department of Civil Engineering, National Taiwan University, China (1972).

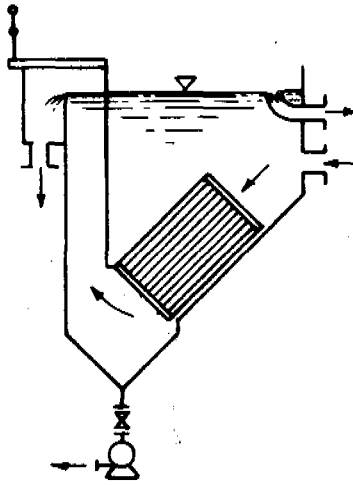


SEDIMENTADOR TUBULAR ESENCIALMENTE HORIZONTAL

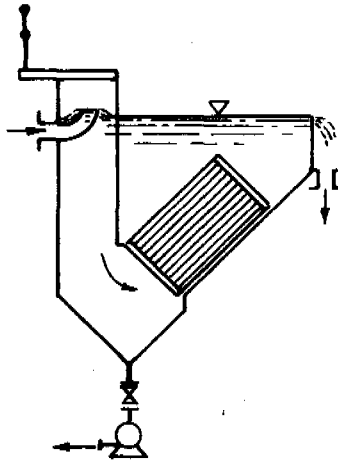


SEDIMENTADOR TUBULAR CON INCLINACION PRONUNCIADA

FIG. 1 - UNIDADES MODULARES MICROFLOC



SEPARACION DE ACEITE



SEPARACION SOLIDO-LIQUIDO

FIG. 2 SEPARADOR DE PLACAS INCLINADAS

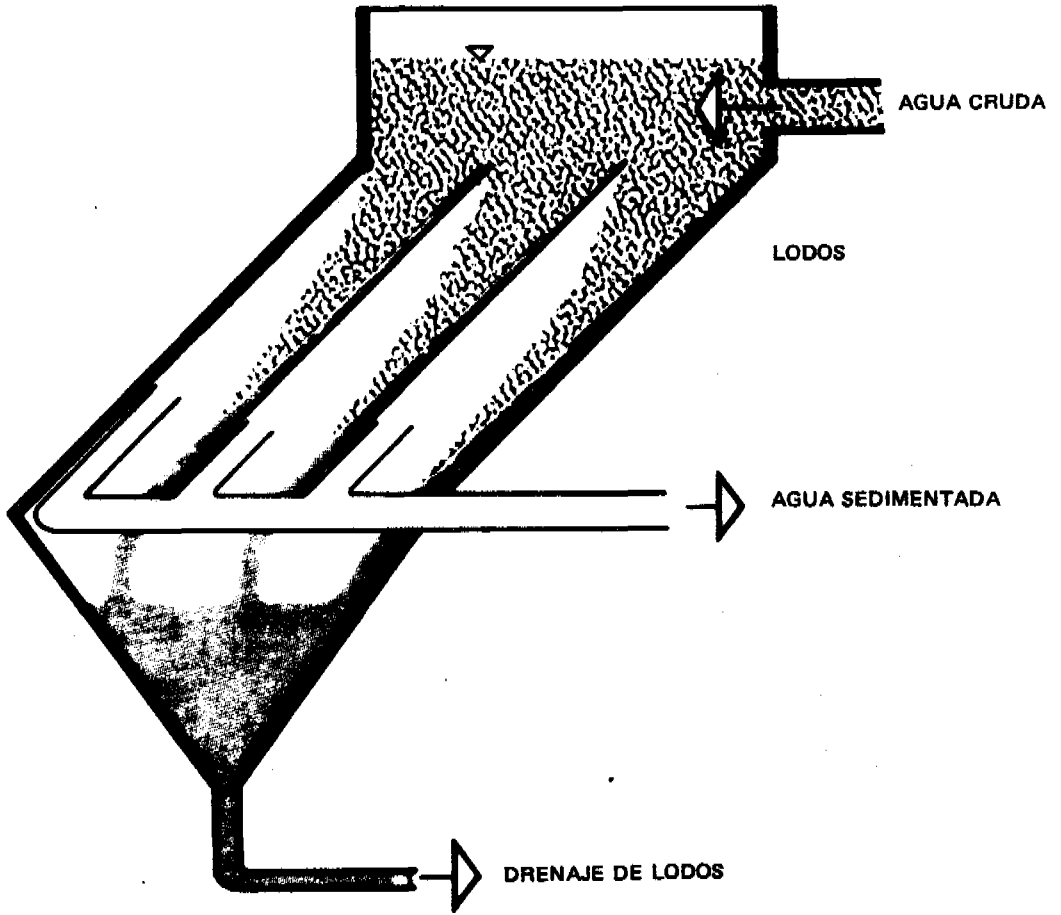
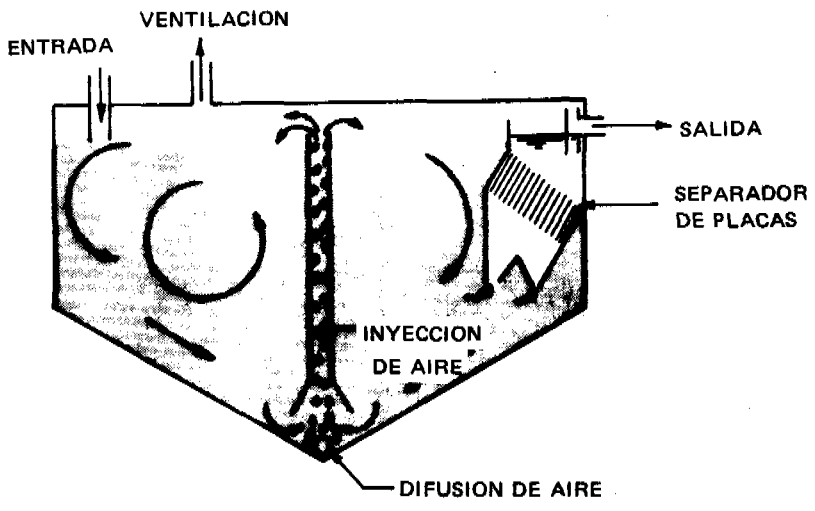
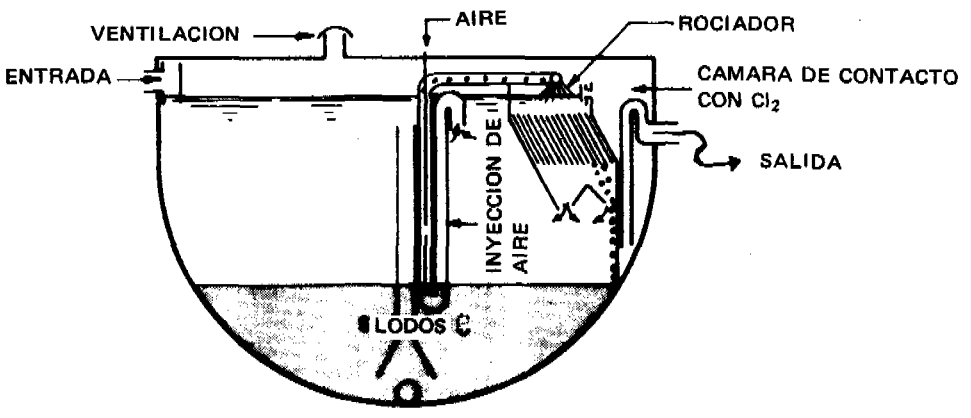


FIG. 3 SEPARADOR LAMELLA



OPERACION NORMAL



LAVADO

FIG. 4 PLANTA "AQUA-REUSE"

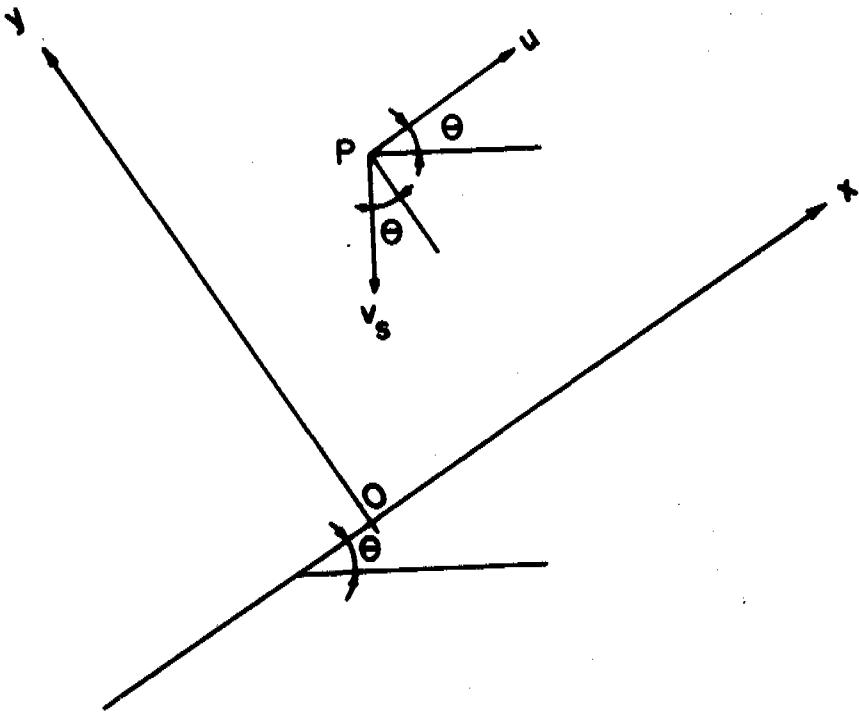


FIG. 5 SISTEMA DE COORDENADAS PARA EL ESTUDIO TEORICO

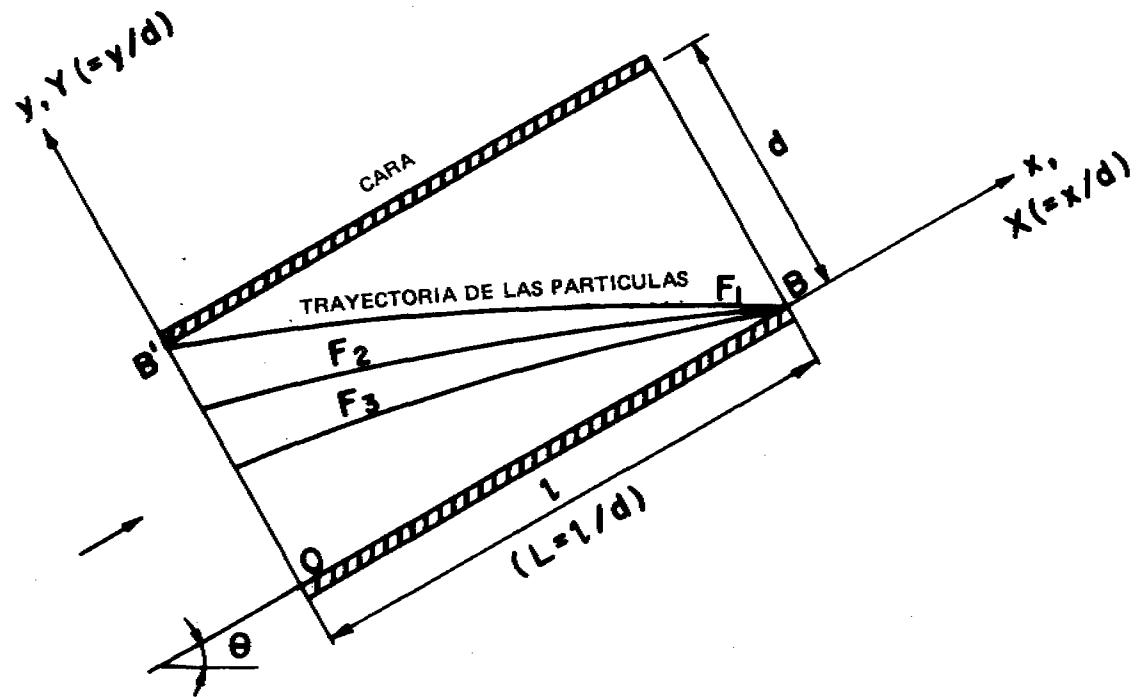


FIG. 6 ESQUEMA DE LA TRAYECTORIA DE LAS PARTICULAS EN UN SEDIMENTADOR DE ALTA RATA

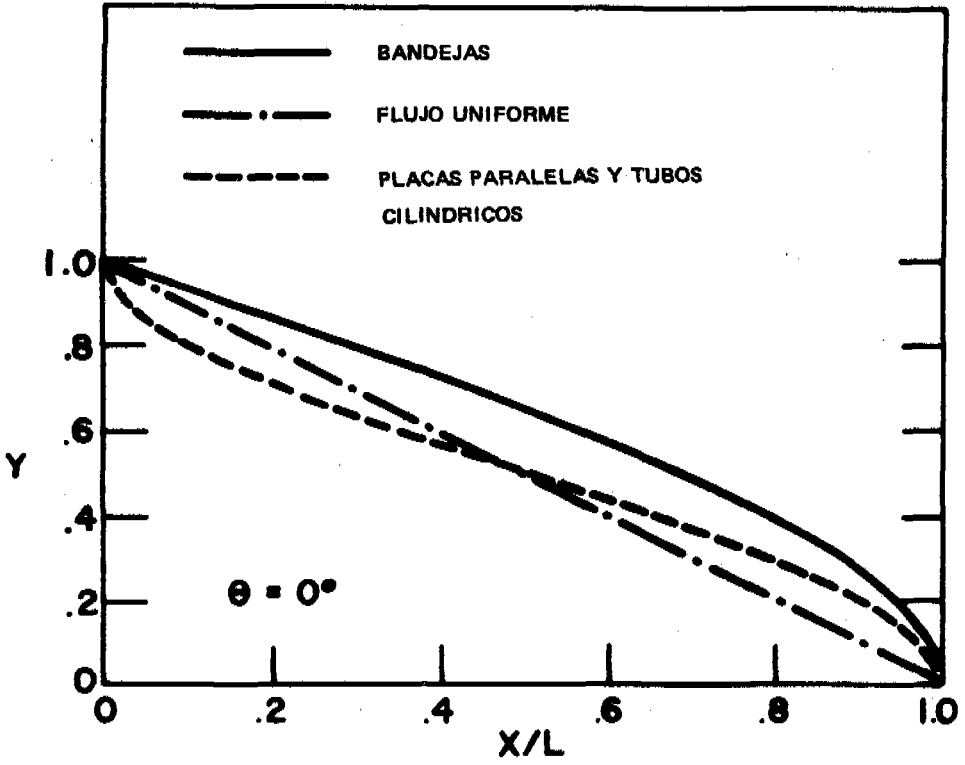


FIG. 7 TRAYECTORIAS LIMITES EN DIFERENTES TIPOS DE SEDIMENTADORES

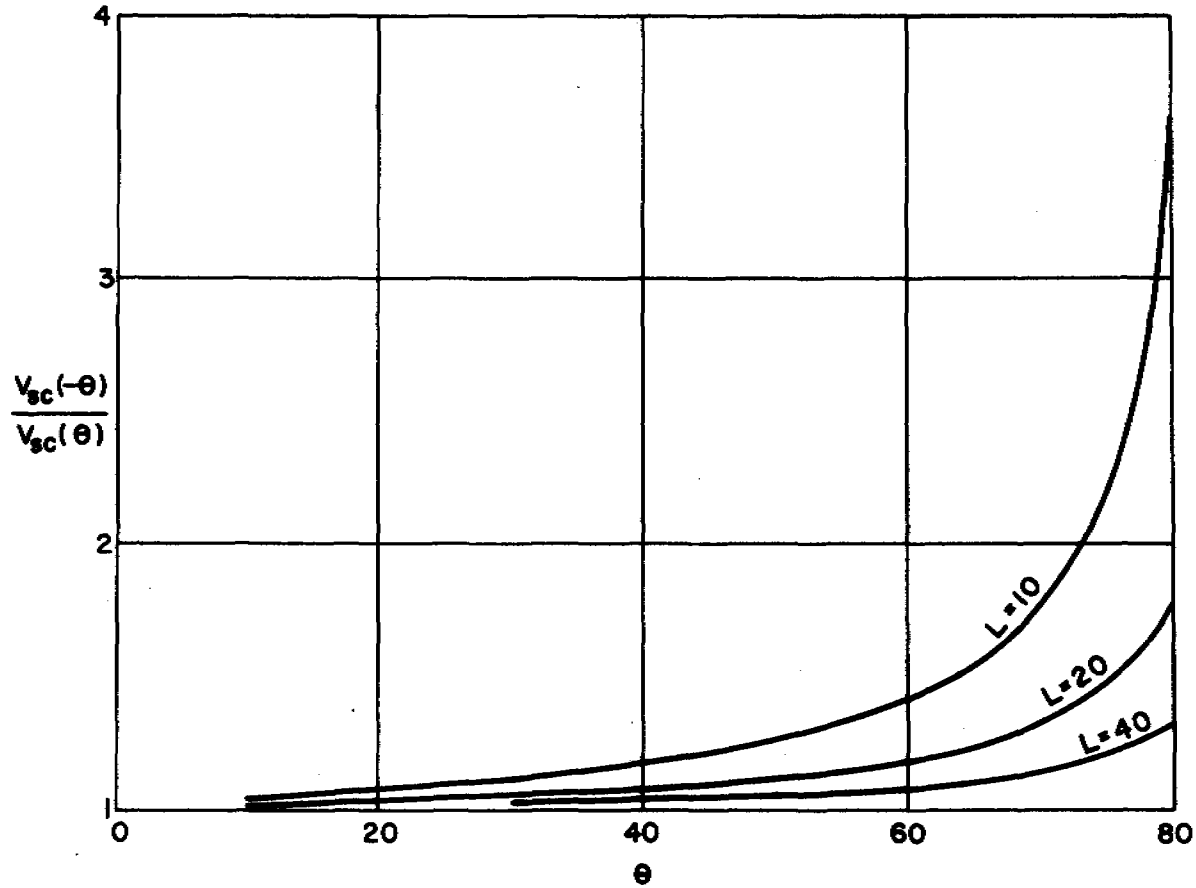


FIG. 8 COMPARACION ENTRE SEDIMENTADORES DE ALTA RATA DE FLUJO ASCENDENTE Y DESCENDENTE PARA DIFERENTES LONGITUDES RELATIVAS

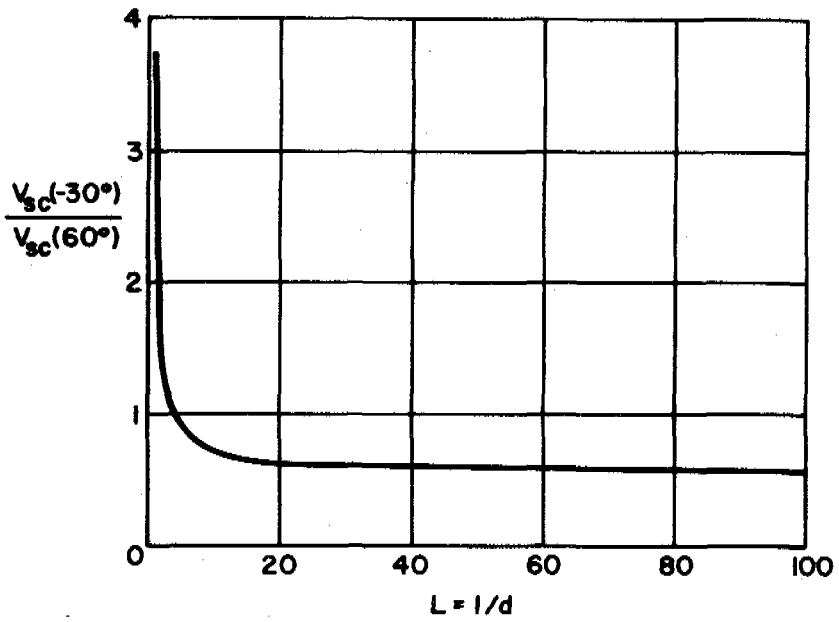


FIG. 9 COMPARACION ENTRE SEDIMENTADORES DE ALTA RATA DE FLUJO ASCENDENTE Y DESCENDENTE CON INCLINACION PARA AUTOLIMPIEZA

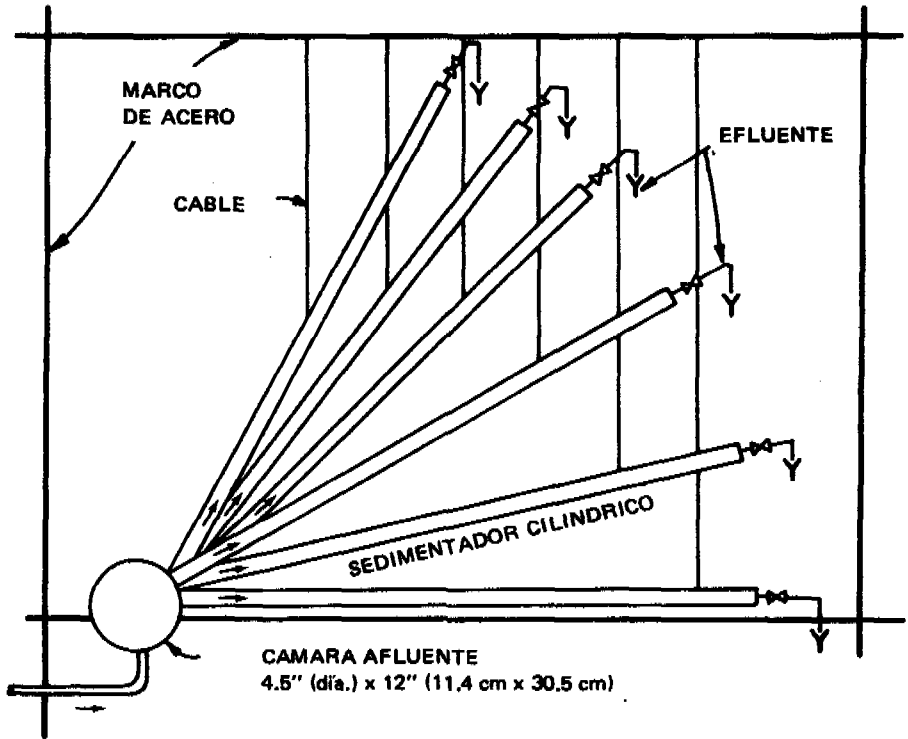


FIG. 10 ESQUEMA DE LOS SEDIMENTADORES CILINDRICOS USADOS EN EL ESTUDIO EXPERIMENTAL

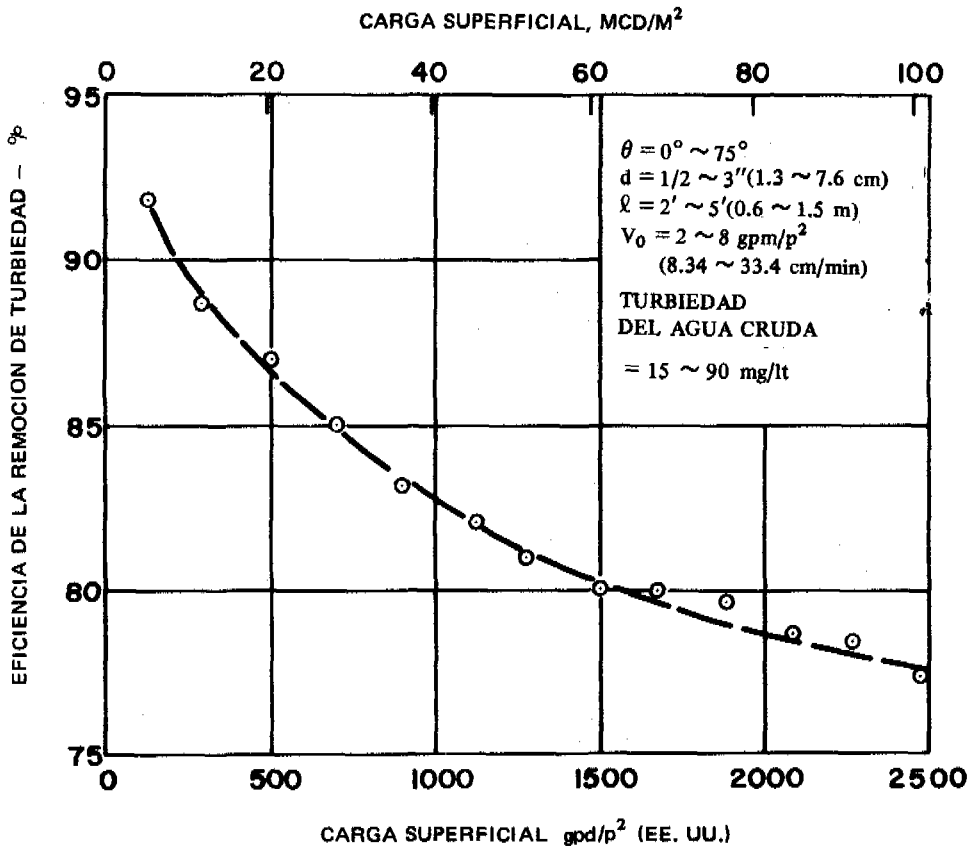


FIG. 11 CURVAS EXPERIMENTALES DE EFICIENCIA DE SEDIMENTADORES CILINDRICOS

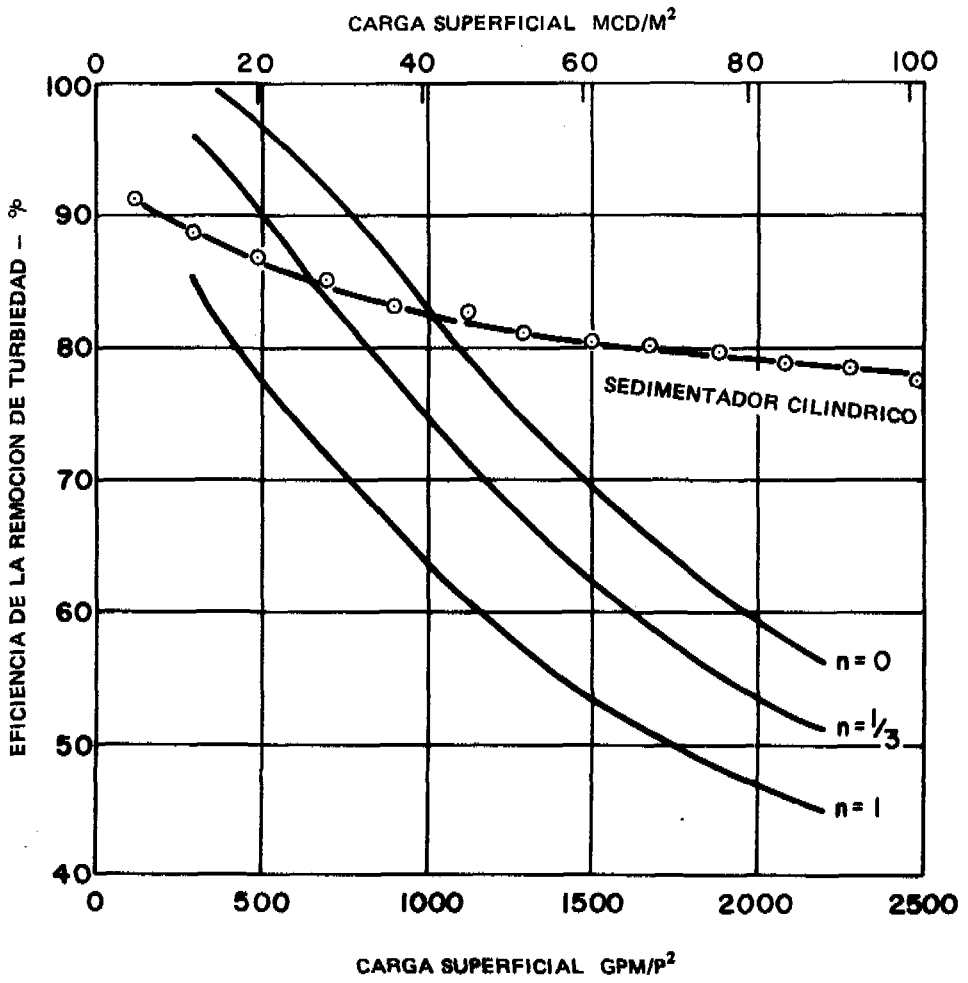


FIG. 12 COMPARACION DEL COMPORTAMIENTO ENTRE SEDIMENTADORES CONVENCIONALES CILINDRICOS

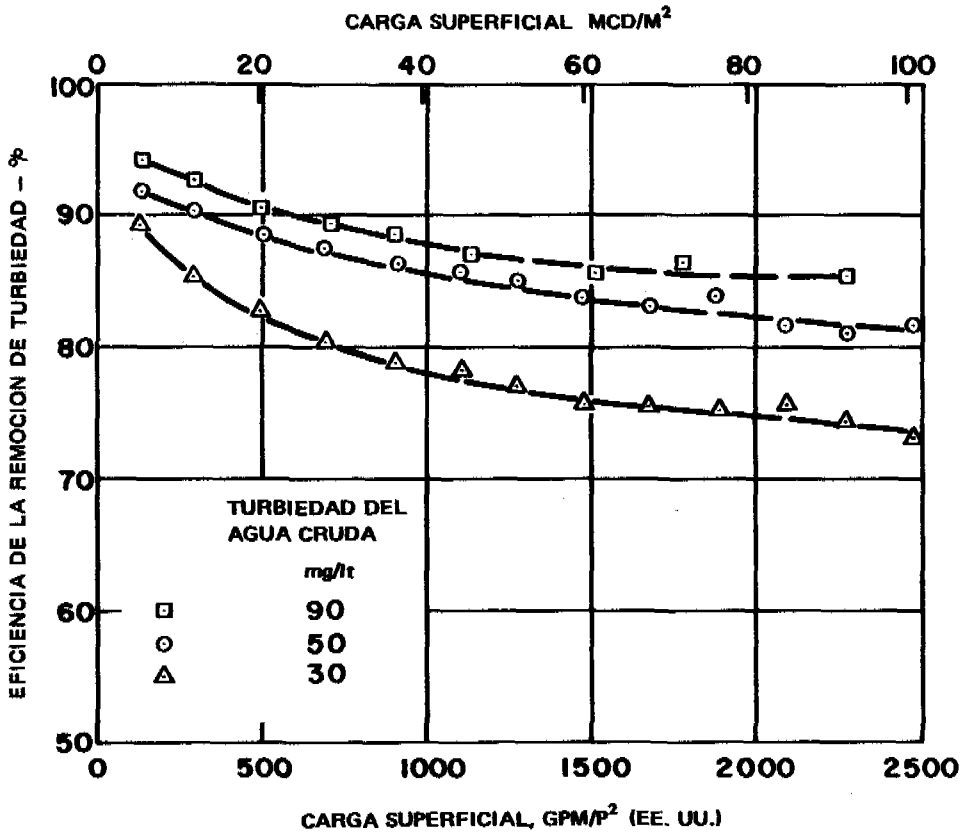


FIG. 13 EFECTO DE LA TURBIEDAD DEL AGUA CRUDA EN LA EFICIENCIA DE LOS SEDIMENTADORES CILINDRICOS

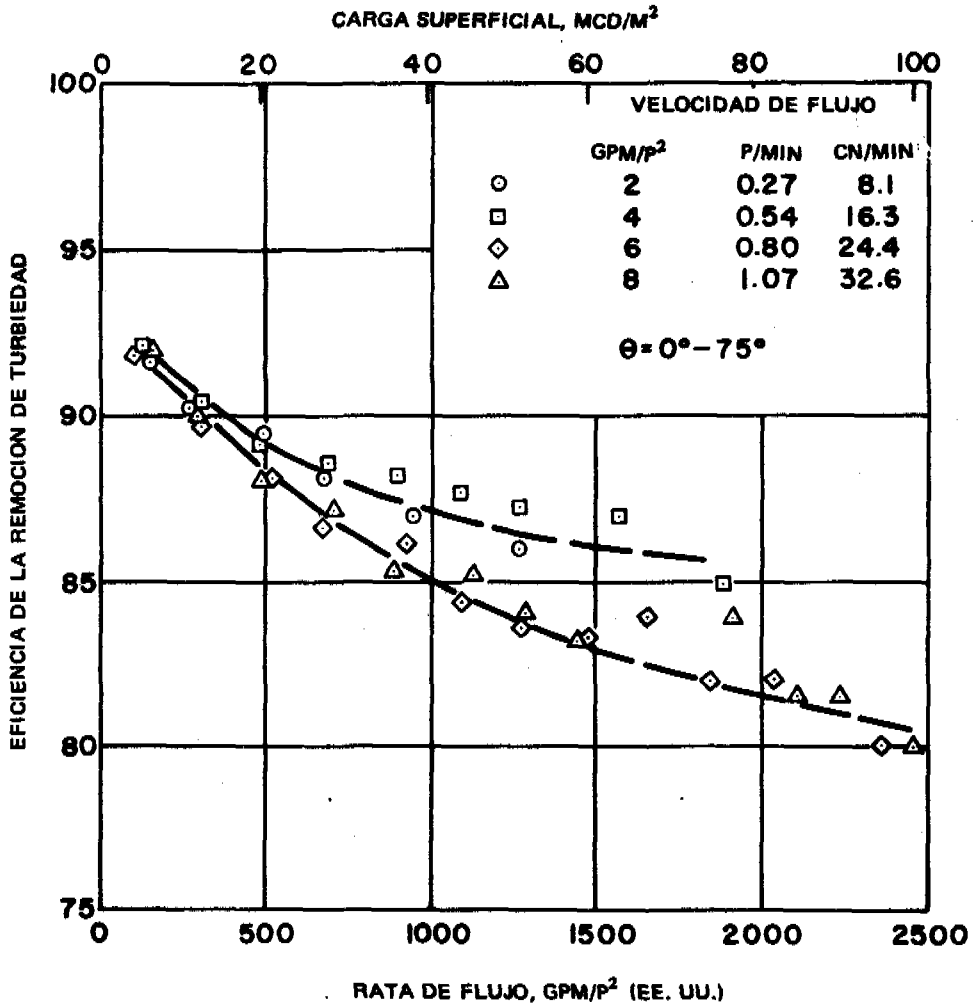


FIG. 14 EFECTO DE LA VELOCIDAD DE FLUJO EN LA EFICIENCIA DE LOS SEDIMENTADORES CILINDRICOS (TURBIEDAD DEL AGUA CRUDA = 50 mg/lt)

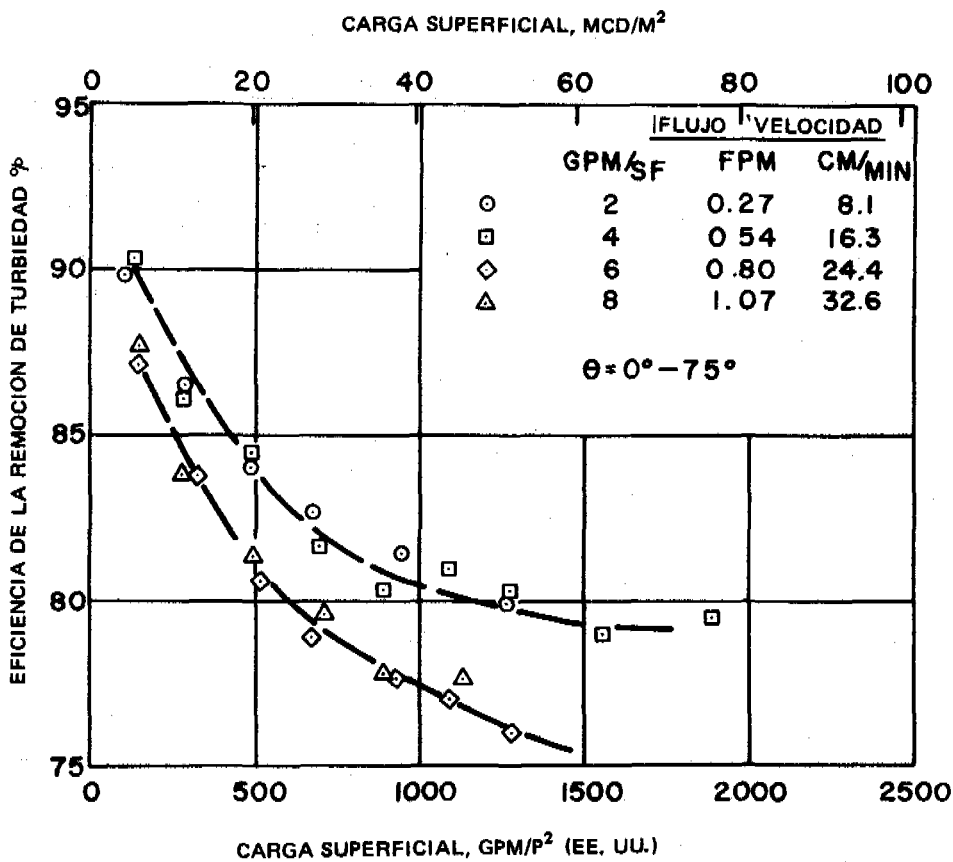


FIG. 15 EFECTO DE LA VELOCIDAD DE FLUJO EN LA EFICIENCIA DE LOS SEDIMENTADORES CILINDRICOS (TURBIEDAD DEL AGUA CRUDA = 30 mg/lt)

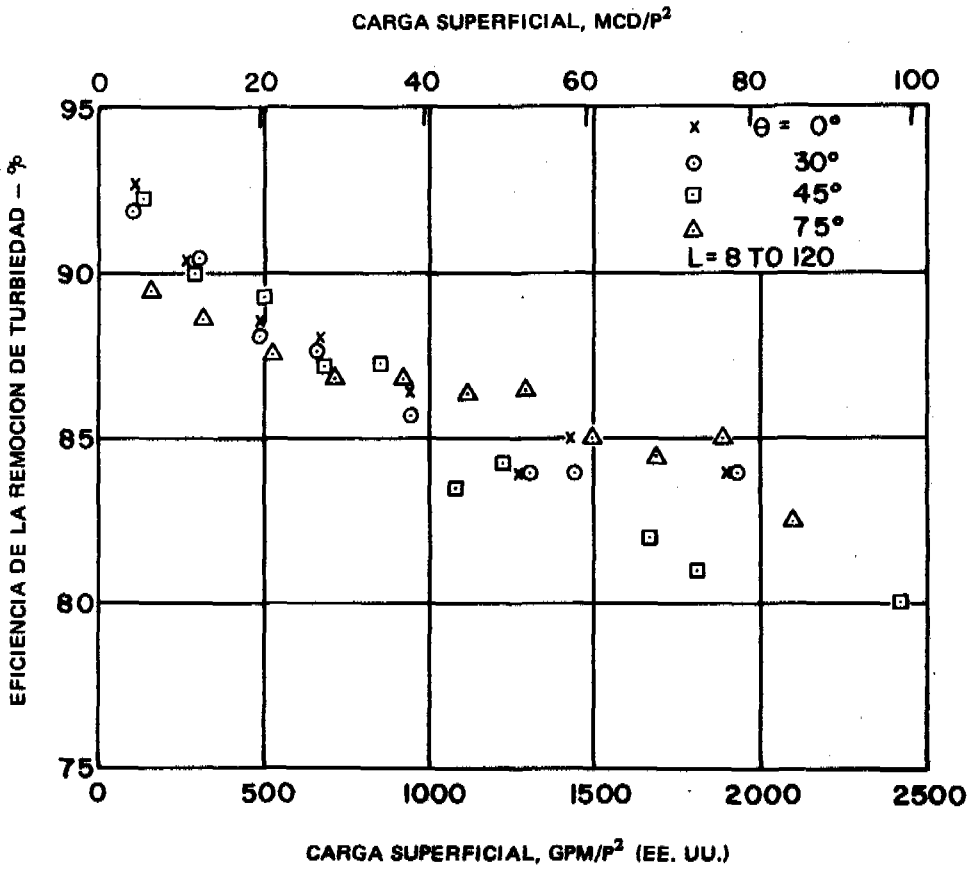


FIG. 16 CARGA SUPERFICIAL VERSUS EFICIENCIA PARA DIFERENTES ANGULOS DE INCLINACION

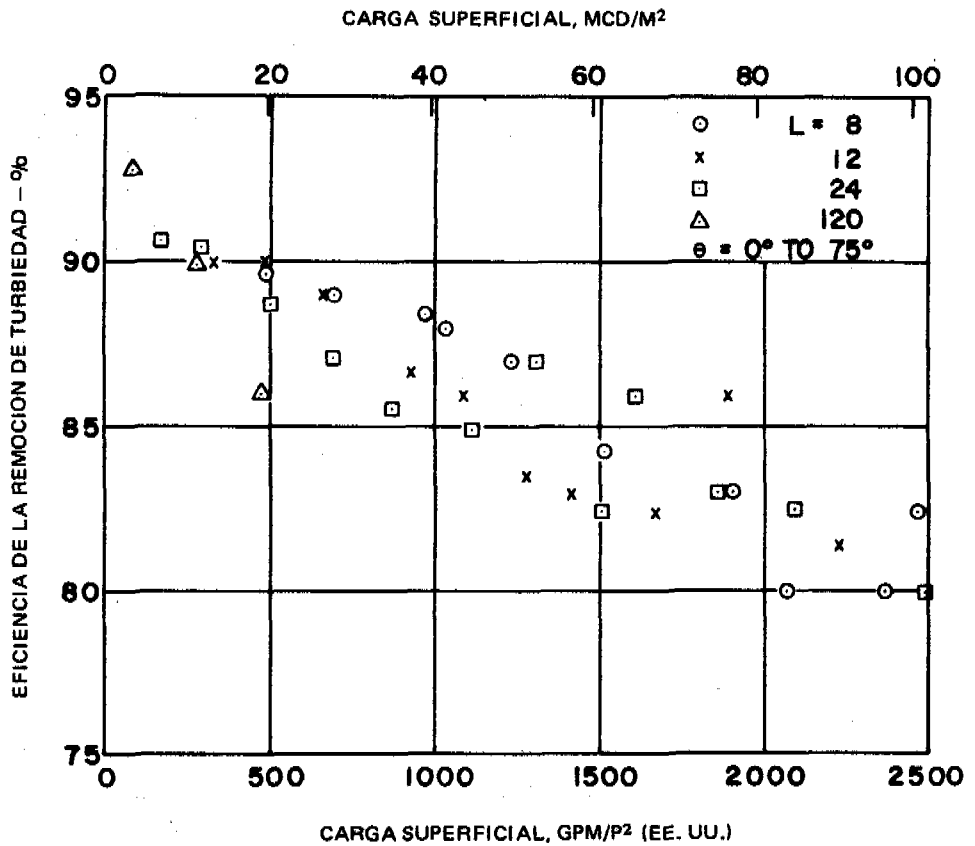


FIG. 17 CARGA SUPERFICIAL VERSUS EFICIENCIA PARA DIFERENTES VALORES DE L (TURBIEDAD DEL AGUA CRUDA = 50 mg/t)

LA PLANTA STANTON

UN CASO PRACTICO DE SEDIMENTACION DE ALTA RATA

Kuan M. Yao
Camp Dresser & McKee International
Boston, Massachusetts, EE. UU.

La Planta Stanton es una de las plantas para tratamiento de agua operadas por la Wilmington Suburban Water Corporation de Claymont, Delaware, EE. UU., subsidiaria de la General Waterworks Company de Filadelfia, Pensilvania, EE. UU. La General Waterworks Company es una empresa privada que se encarga de operar un número de sistemas para abastecimiento público de agua a través de todo el país. La compañía es una empresa estrictamente privada, con la salvedad de que cualquier modificación en las tarifas de agua está sujeta a la aprobación previa de las entidades reguladoras gubernamentales.

El agua tratada en la Planta Stanton abastece a los consumidores de las zonas residenciales, comerciales e industriales del área de Claymont. La planta inició sus operaciones en el año 1946, con una capacidad de 4 mgd (15,000 mcd), y fue expandida en 1960 hasta 8 mgd (30,000 mcd). La capacidad de la planta fue incrementada en 1965 hasta 16 mgd (60,000 mcd) transformando los filtros rápidos de arena originales en filtros de medios múltiples de alta rata. En 1969 se agregaron cuatro filtros más de medios múltiples para expandir la capacidad de la planta hasta 30 mgd (114,000 mcd). En la actualidad, la producción promedio diaria es de aproximadamente 15 mgd (57,000 mcd).

La planta se encuentra ubicada en las proximidades de la confluencia de los riachuelos Red Clay y White Clay y el agua cruda es bombeada directamente desde dos tomas del río. La turbiedad del agua cruda normalmente es menor a las 50 UJ. Sin embargo, en época de lluvias fuertes se han registrado concentraciones de turbiedad que llegan hasta 4,000 UJ. La corriente se encuentra contaminada por desechos industriales y de otra clase y durante el año es necesario efectuar aplicaciones de carbón activado en polvo y de bióxido de cloro para controlar el olor y el sabor.

El sistema de tratamiento incluye mezcla rápida, floculación, sedimentación, filtración, precloración y poscloración. La cal se emplea para modificar el pH. El sulfato de aluminio líquido se utiliza como coagulante y el proceso de filtración es coadyuvado por la adición de polielectrolito con una dosis aproximada de 0.05 mg/lit en los canales del efluente de los tanques sedimentadores.

No se agregaron tanques sedimentadores al sistema cuando los filtros rápidos de arena fueron transformados en filtros de medios múltiples en el año 1965. Sin embargo, en 1969 se construyó un nuevo tanque sedimentador cuando se hizo el incremento de los

cuatro nuevos filtros de medios múltiples. En la actualidad existen dos tanques de sedimentación, cada uno de ellos con un ancho de 80 pies (14.4m), 12 pies (3.7m) de profundidad y 60 pies (18.3 m) de longitud. El tanque de sedimentación más antiguo tiene una pared divisoria en el medio que permite que un compartimento esté desocupado con fines de limpieza mientras que el otro aún está operando. No existe equipo mecánico para remoción de lodos en el tanque antiguo. El nuevo tanque de sedimentación no tiene pared divisoria ya que se encuentra equipado con un removedor mecánico de lodos.

En base al flujo de diseño de 30 mgd (114,000 mcd), la capacidad sedimentadora de los dos tanques representa una carga superficial de aproximadamente 3,150 gpd/pies cuadrados (EE. UU.) ($129 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$) y un período de detención de aproximadamente 0.78 hr. Aun cuando la planta era operada a una producción bastante menor que la del diseño, se experimentaron carreras de filtración hasta de seis horas.

Este hecho se vería posteriormente agravado por la necesidad de vaciar con fines de limpieza y en forma regular uno de los dos compartimentos del tanque antiguo. Para aliviar la situación crítica, se instalaron sedimentadores modulares MicroFloc de alta rata en ambos tanques de sedimentación en el año 1971. Las unidades modulares cubren el final de cada tanque, extendiéndose a todo lo ancho del mismo y a 40 pies (12.2 m) de longitud. Cada sedimentador tiene una longitud de 24 pulgadas (61 cm), 2 pulgadas (5.1 cm) cuadradas por sección y una inclinación de 60°. Basándose en la ecuación de diseño desarrollada por Yao, la carga superficial para el flujo de diseño de 30 mgd (114,000 mcd) se estima en 1,179 gpd/pies cuadrados (EE. UU.) ($48 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$) (1). La velocidad de flujo promedio a través de los sedimentadores es de aproximadamente 0.54 ppm (16 cm/min). El período de detención con la rata del flujo de diseño es de aproximadamente 4 minutos.

Los resultados de operación de los sedimentadores de alta rata son bastante satisfactorios hasta la fecha. La mayor turbiedad promedio diaria de agua sedimentada que se haya registrado ha sido de 7 UJ, no obstante que en la misma época la turbiedad del agua cruda subió hasta las 2,000 UJ. Normalmente, la turbiedad promedio diaria de agua sedimentada fue de 5 UJ y las eficiencias en remoción de turbiedad excedieron con frecuencia al 99% cuando la turbiedad del agua cruda era alta. La Fig. 1 muestra las concentraciones diarias promedio de turbiedad de agua cruda y la turbiedad del agua sedimentada durante un período de alta turbiedad de agua cruda.

La Fig. 2 presenta un caso muy extremo. La turbiedad del agua cruda aumentó de 500 UJ a 1,200 UJ en dos horas y cambió a 390 UJ diez horas más tarde. El promedio de la turbiedad del agua sedimentada procedente de los dos tanques sedimentadores permaneció por debajo de las 20 UJ.

Desde que se instalaron las unidades modulares, las carreras de filtración han aumentado de 36 a 40 horas. Los sedimentadores se limpian por sí mismos y requieren un mantenimiento mínimo.

RECONOCIMIENTO

El autor desea expresar su agradecimiento al Sr. L. M. Perkins, Gerente Distrital de la General Waterworks Company, Filadelfia, Pensilvania, EE. UU., y al Sr. E. D. Sheats, Jr., Gerente de la Wilmington Suburban Water Corporation, Claymont, Delaware, EE. UU., por su ayuda en la recolección de material para el presente artículo y por el permiso otorgado para tomar fotografías de la Planta Stanton.

REFERENCIA

1. Yao, K. M., "Theoretical Study of High-Rate Sedimentation", Jour. Water Pollution Control Federation, EE. UU., 42, 218 (febrero 1970).

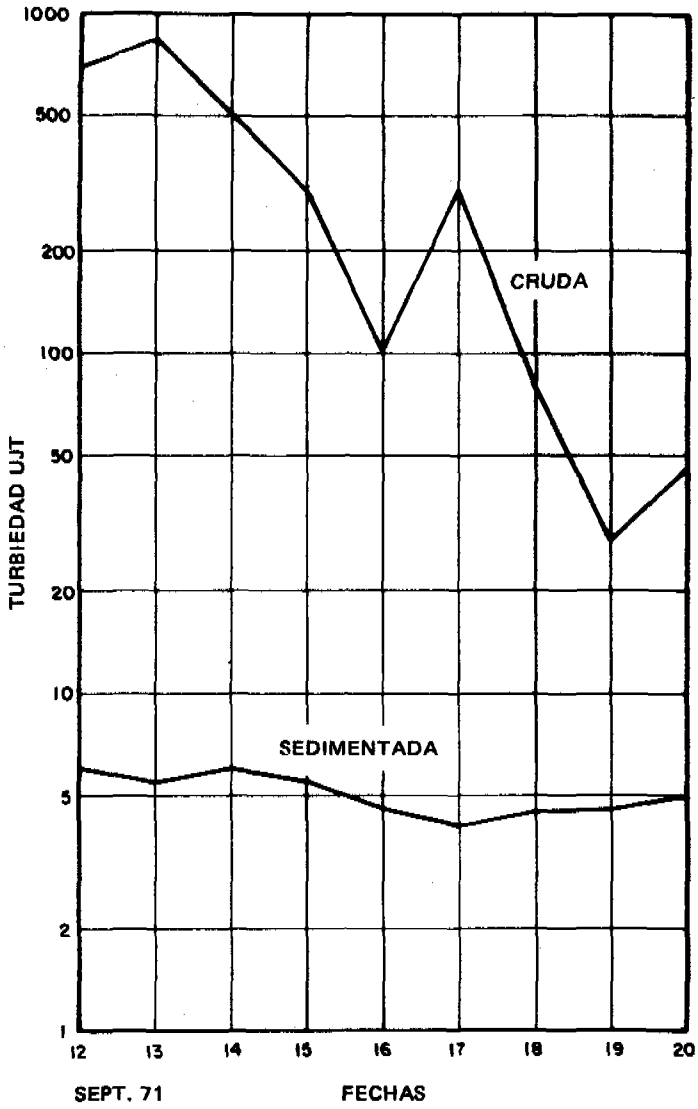


FIG. 1 TURBIEDAD PROMEDIO DIARIA DEL AGUA CRUDA Y SEDIMENTADA EN LA PLANTA STANTON

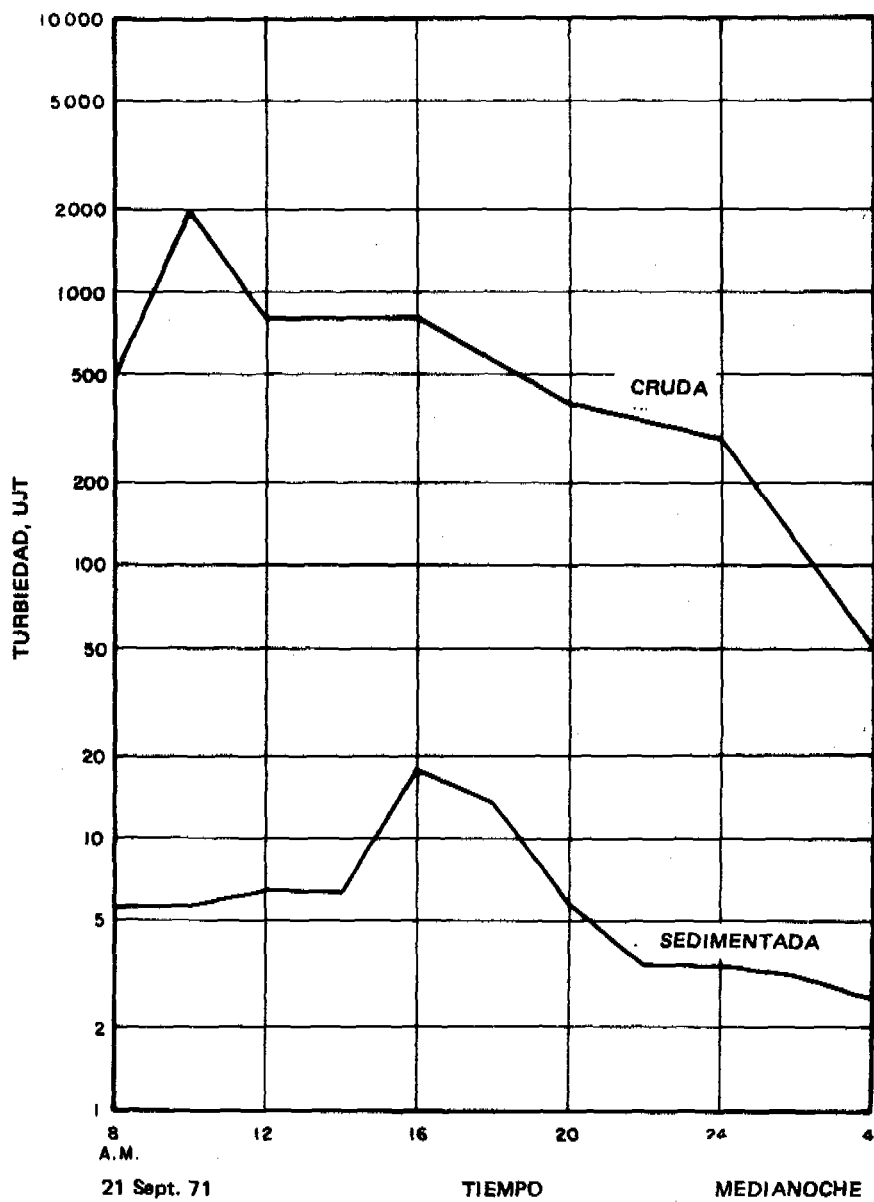


FIG. 2 LECTURAS DE LA TURBIEDAD DEL AGUA CRUDA Y SEDIMENTADA DE LA PLANTA STANTON

EXPERIENCIA BRASILEÑA EN EL DISEÑO DE SEDIMENTADORES

José M. de Azevedo Netto
Profesor Titular
Universidad de Sao Paulo
Sao Paulo, Brasil

INTRODUCCION

Los últimos años están marcando una significativa evolución en la técnica del tratamiento del agua. La inquietud de los técnicos unida a una tendencia claramente renovadora van logrando resultados sorprendentes, con alteraciones profundas en los criterios de diseño.

Se podría afirmar que el tratamiento del agua deja cada vez más las características de arte para ganar los atributos de ciencia.

Esa propensión al perfeccionamiento es universal, manifestándose simultáneamente en los tres mundos.

En la América Latina la década consagrada al saneamiento básico, habiendo coincidido con ese período evolucionista, trajo nuevos motivos de aliento para la revolución técnica.

En el Brasil particularmente, el nuevo enfoque dado por la Administración Pública de Saneamiento Urbano asegura los recursos financieros extraordinarios para la solución de los problemas sanitarios tradicionales.

Este cuadro que resume la tendencia actual, no sería completo sin la mención especial del espíritu de iniciativa que caracteriza a los latinos, el deseo de experimentar nuevos procedimientos y el impulso dado a la investigación en nuestras universidades y centros tecnológicos

Por todas estas razones Brasil puede ser considerado actualmente como un inmenso laboratorio en donde están siendo aplicadas y experimentadas nuevas técnicas con múltiples objetivos: mejorar los resultados, reducir los costos y simplificar la operación.

El presente trabajo abarca apenas la parte relativa a la sedimentación en las instalaciones de tratamiento del agua, excluyendo las unidades patentadas de flujo ascendente.

EVOLUCION RECIENTE

Durante muchos años el diseño de sedimentadores se basó en criterios establecidos empíricamente. Las características de las instalaciones razonablemente bien hechas eran sistemáticamente adoptadas o simplemente repetidas en las nuevas instalaciones.

Los principales factores que intervienen en la eficiencia de la sedimentación solamente pasaron a ser identificados y analizados más recientemente, en parte como resultado del gran progreso realizado en los procesos que preceden y que suceden a la sedimentación.

El condicionamiento más perfecto del agua, a través de la coagulación y la floculación más eficientes, así como el empleo ventajoso de nuevos ayudantes de coagulación, complementados por el mejor funcionamiento de los filtros, fueron razones suficientes para justificar el perfeccionamiento de la sedimentación.

La evolución ocurrida puede ser fácilmente evaluada por los datos del cuadro siguiente:

CUADRO No. 1

Sedimentadores convencionales de flujo horizontal

	Parámetros anteriores	Tendencia actual
Tasa de flujo superficial $m^3/m^2 \cdot día$	15 a 25	25 a 60
Período de detención, horas	3 a 6	1 1/2 a 3 1/2.
Velocidad horizontal de flujo, cm/s	0,5 a 0,5	0,5 a 1,5
Caudal en los canales vertederos, l/s.m	5 a 25	2 a 3

En el presente trabajo serán abordadas las tendencias actuales referentes a los sedimentadores clásicos (que también se incluyen en las técnicas modernas) y las innovaciones relativas a los nuevos sedimentadores tubulares.

SEDIMENTADORES CLASICOS DE FLUJO HORIZONTAL

El análisis del comportamiento de los sedimentadores convencionales de flujo horizontal revela que la eficiencia del proceso depende esencialmente de factores críticos de diseño, a saber:

1. Tasa de flujo superficial (Q/A)
2. Profundidad y período de detención (H y t)
3. Velocidad horizontal de flujo (V)
4. Forma del tanque y relación de las dimensiones
5. Distribución de agua en la entrada
6. Sistema de recolección del agua sedimentada
7. Condiciones para la acumulación o remoción del lodo.

El camino seguido consistió en examinar uno por uno todos esos factores críticos, investigar las condiciones en cada caso, y procurar optimizar el conjunto. Se debe reconocer la valiosa contribución ofrecida por el Ingeniero H. E. Hudson, Jr., que en calidad de Consultor del BNH (Sistema Financiero de Saneamiento) viene colaborando intensamente en el desenvolvimiento de la tecnología brasileña de tratamiento del agua.

Tasa de Flujo Superficial

Teóricamente se puede demostrar que, tanto en los sedimentadores de flujo horizontal como en los sedimentadores de flujo vertical que funcionan con partículas discretas sin turbulencias, las condiciones límites de diseño son dadas por la siguiente relación (1)

$$V_s = \frac{Q}{A}$$

V_s = velocidad de sedimentación en partículas menores que van a sedimentar, M/d

Q = caudal m^3/d

A = área del sedimentador, m^2

En el caso de partículas flocculantes, ellas pueden juntarse en el trayecto, alterando las condiciones durante la sedimentación. En este caso, la velocidad de descenso V_s tiende a aumentar, acelerando el proceso. (Se podría considerar una velocidad media V_s aparente).

Los flocs de sulfato de aluminio generalmente sedimentan con una velocidad comprendida entre 0,015 y 0,070 cm/s, o sea, entre 13 y 60 m/día.

En un primer análisis se podría concluir que la tasa de flujo superficial debe oscilar entre 13 y 60 $m^3/m^2/día$, y que los valores más elevados de la tasa corresponden a los valores más altos de V_s .

Con los recursos modernos que comprenden la dispersión de reactivos, la coagulación con agentes auxiliares y la floculación más eficiente, se pueden obtener flóculos con mejores condiciones de sedimentación. Por otro lado, el perfeccionamiento en el diseño de sedimentadores posibilita la reducción de espacios perdidos, de turbulencia y de corrientes perjudiciales. Esas condiciones más favorables en conjunto, aseguran la posibilidad de utilización de ratas de flujo superficial más elevadas, muy superiores a las que prevalecían en años anteriores.

El cuadro No. 2 presenta las tasas usualmente adoptadas en el Brasil:

CUADRO No. 2

Sedimentadores convencionales: criterios de dimensionamiento

	Tasa de flujo superficial (m ³ /m ² .d)	Período de detención (horas)
- Instalaciones pequeñas, con operación precaria	20 - 30	3 - 4
- Instalaciones diseñadas con la nueva tecnología, con operación aceptable	30 - 40	2 1/2 - 3 1/2
- Instalaciones diseñadas con la nueva tecnología, con buena operación	35 - 45	2 - 3
- Instalaciones grandes con la nueva tecnología, operación excelente y con ayudante de coagulación, siempre que sea necesario	40 - 60	1 1/2 - 2 1/2

CUADRO No. 3

Sedimentadores convencionales: ejemplos brasileños

Planta de tratamiento de agua	Capacidad (m ³ /s)	Carga superficial (m ³ /m ² . día)	Período de detención (horas)
Guaraú, Sao Paulo	33,0	40,5	2 h - 58 min
Rio das Velhas, Belo Horizonte	9,0	48,9	2 h - 8 min
Rio Descoberto, Brasilia	6,0	41,1	2 h - 11 min
Campinas	2,1	34,1	3 h - 0 min
T. Ramos, Sao Paulo (*)	2,0	58,0	2 h - 0 min

(*) Etapa experimental.

El período de permanencia del agua en un sedimentador debe superar el tiempo necesario para que una partícula (floc) camine desde la superficie (caso más desfavorable) hasta el fondo del tanque.

Los sedimentadores de menor profundidad (y mayor área) exigen menos tiempo que los sedimentadores más profundos.

El período de detención es definido por

$$t = \frac{\text{Volumen}}{Q} = \frac{A.H}{Q} = \frac{H}{Q/A}$$

De esa relación resulta el cuadro No. 4

CUADRO No. 4

Períodos de detención (horas y minutos)

H,m	Carga superficial, m ³ /m ² . día				
	20	30	40	50	60
3,00	3 - 30'	2 - 24'	1 - 49'	1 - 30'	1 - 12'
3,50	4 - 12'	2 - 48'	2 - 6'	1 - 41'	1 - 24'
4,00	4 - 48'	3 - 11'	2 - 24'	1 - 55'	1 - 36'
4,50	5 - 21'	3 - 36'	2 - 41'	2 - 10'	1 - 48'
5,00	6 - 00'	4 - 00'	3 - 00'	2 - 24'	2 - 00'

El cuadro No. 3 presenta datos relativos a los períodos de detención de algunas plantas brasileñas.

PROFUNDIDAD Y PERIODO DE DETENCION

Hazen, hace casi 70 años, demostró que la eficiencia de los sedimentadores ideales que funcionan con partículas minerales discretas, no depende de la profundidad.

Entretanto, en caso de partículas floculentas, la profundidad ejerce una influencia debida a las aglomeraciones de flocs (floculación) que se verifica en el movimiento descendente.

La profundidad de los sedimentadores generalmente se establece considerando la profundidad de otras unidades contiguas (floculadores y filtros) para asegurar una velocidad satisfactoria del flujo (V) y además para proporcionar el período de detención.

La profundidad generalmente es superior a 2,50 m y normalmente no excede de 5,00 m. Desde el punto de vista estructural las profundidades de 4,00 a 4,50 m frecuentemente son ventajosas.

En los sedimentadores con dispositivos para la remoción del lodo se considera útil toda la profundidad, en tanto que en los sedimentadores sujetos a limpieza periódica, se considera una parte de la profundidad total como espacio destinado a la acumulación normal de lodos.

CUADRO No. 5

Profundidad de los sedimentadores en algunas instalaciones típicas

Planta de tratamiento	Capacidad (m ³ /s)	No. de sedi- mentadores (*)	Profundidad (m)
Guaraú, Sao Paulo	33,00	8	5,00
Guandu, Rio de Janeiro	14,00	9	5,00
Rio das Velhas, Belo Horizonte	9,00	8	4,40
Rio Descoberto, Brasília	6,00	6	3,80
Iguaçu, Curitiba	3,00	6	4,15
Campina, Estado de Sao Paulo	2,00	4	4,35
São Carlos, Estado de Sao Paulo	0,720	4	4,00
Cosipa, Estado do Sao Paulo	0,325	4	3,70
Jacarezinho, Estado do Paraná	0,165	4	4,00
Icomi, Território do Amapá	0,042	2	3,50

(*) Depende, esencialmente, del número de etapas de ejecución.

VELOCIDAD HORIZONTAL DEL FLUJO

La velocidad longitudinal del agua en los sedimentadores puede interferir con el proceso de sedimentación y puede causar el arrastre de flocs ya depositados.

Las velocidades elevadas corresponden a números de Reynolds más altos, que caracterizan mayor turbulencia.

El arrastre de flocs puede comenzar con velocidades entre 0,5 cm/s y 5,0 cm/s, dependiendo del tamaño de los flocs y de su peso.

En la práctica se limita el valor de la velocidad del flujo a 1,0 como máximo a 1,5 cm/s.

En las instalaciones sin la remoción de lodos son adoptados valores más bajos (normalmente inferiores a 0,75 cm/s).

En la Planta de Tratamiento de Agua de Guaraú, en Sao Paulo, la velocidad será de 1,2 cm/s.

FORMA DE LOS TANQUES Y RELACION DE DIMENSIONES

Los sedimentadores generalmente son de sección circular, cuadrada o rectangular, predominando la última forma.

En los sedimentadores de superficie circular o cuadrada la entrada del agua se hace por la parte central para asegurar las mejores condiciones de flujo. En los sedimentadores rectangulares el agua entra por una de las extremidades y sale por la otra.

Las dimensiones principales de los tanques de sedimentación (ancho, largo y profundidad) deben guardar relaciones convenientes para reducir los efectos de corrientes nocivas y para mejorar las condiciones del flujo (líneas de flujo).

Las relaciones usualmente adoptadas en el Brasil son las siguientes:

$$\frac{L}{B} = 2,25 : 1 \text{ a } 5 : 1$$

$$\frac{L}{H} = 4 : 1 \text{ a } 25 : 1$$

Los valores más elevados de esta relación corresponden a las instalaciones de mayor capacidad.

CUADRO No. 6
Valores de las relaciones L/B y L/H

Planta de tratamiento	Capacidad (m ³ /s)	Relación (L/H)	Relación (L/B)
Guaraú, São Paulo	33,000	25 : 1	2,7 : 1
Guandú, Río de Janeiro	14,000	23 : 1	4,4 : 1
Río das Velhas, Belo Horizonte	9,000	21 : 1	4,2 : 1
Río Descoberto, Brasília	6,000	18 : 1	2,3 : 1
Iguaçu, Curitiba	3,000	16 : 1	3,2 : 1
Campinas, Estado de São Paulo	2,000	13 : 1	2,3 : 1
São Carlos, Estado de São Paulo	0,720	8 : 1	2,5 : 1
Cosipa, Estado de São Paulo	0,325	7 : 1	2,8 : 1
Jacarezinho, Estado do Paraná	0,165	4,5 : 1	2,3 : 1
Icomi, Territorio do Amapá	0,042	4 : 1	2,5 : 1

DISTRIBUCION DE AGUA EN LA ENTRADA

El trayecto del agua floculada hacia los sedimentadores debe ser el menor posible, de forma que evite la rotura o la disgregación de los flocs formados y que impida la deposición de las partículas.

Los floculadores deben ser contiguos a los sedimentadores o ser diseñados muy próximos a la zona de entrada del agua.

Los conductos o canales de agua floculada deben ser diseñados de manera de asegurar una buena distribución de agua para los diversos sedimentadores, evitando corto circuitos y asegurando la mejor división de flujo.

Los dispositivos de entrada y de salida del agua de los sedimentadores, cuando son bien diseñados, colaboran en conjunto para impedir que algunos tanques reciban caudales considerablemente mayores que otros.

Las velocidades de agua en los canales y en las compuertas de alimentación de los sedimentadores, deben ser mantenidas entre los límites de 0,15 y 0,60 m/s, pudiéndose igualar el gradiente de velocidad con el valor de G de la parte final de los floculadores.

La alimentación de los sedimentadores por un canal de agua floculada se hace a través de compuertas dispuestas de manera de dividir equitativamente el flujo en cada sedimentador. Junto a la salida de esas compuertas deben ponerse cortinas para la difusión de la corriente de entrada a los tanques.

El diseño del canal distribuidor requiere de cuidados especiales para que realmente se obtenga la distribución deseada. En el Anexo I son presentados en detalle los criterios de cálculo.

En la parte inicial de los sedimentadores debe dejarse una cortina perforada para proporcionar la distribución uniforme vertical y horizontal del flujo.

La velocidad del agua a través de los orificios de esa cortina debe alcanzar un valor que asegure la distribución deseada sin perjudicar los flocs y sin crear chorros que interfieran excesivamente con la región tranquila de sedimentación. Esa velocidad normalmente está comprendida entre 0,15 y 0,30 m/s.

El diseño de cortina de distribución debe merecer la atención debida por parte del proyectista. En el Anexo II son presentados los criterios de cálculo recomendados para el caso.

SISTEMA DE RECOLECCION DEL AGUA SEDIMENTADA

Como ya fue expuesto, los dispositivos de salida del agua de los sedimentadores, juntamente con los dispositivos de entrada, ayudan en conjunto a garantizar la buena distribución del agua entre los varios tanques de sedimentación.

En el Brasil se está dando preferencia al sistema de canales que funcionan como vertederos para la recolección del agua sedimentada.

Las canaletas de salida son diseñadas con los objetivos siguientes: mejorar la distribución del flujo, esto es, el modelo de flujo en la parte final de los sedimentadores; reducir las velocidades ascendentes de aproximación del agua en dirección a la estructura de salida de los tanques y, consecuentemente, disminuir el transporte de los flocs, reducir el tirante de agua sobre las canaletas y el arrastre de partículas.

Para la realización de esos objetivos, las canaletas deberán tener una gran extensión y una buena disposición (arreglo), cubriendo una parte del sedimentador.

La técnica moderna recomienda, en el caso de tratarse de aguas coloreadas coaguladas con sulfato de aluminio, caudales hasta de 3 litros/seg por metro de vertedero.

El Anexo III da las explicaciones usuales y los detalles necesarios para el diseño de canaletas de agua sedimentada.

CONDICIONES PARA LA ACUMULACION O REMOCION DEL LODO

A los sedimentadores proyectados sin sistema de remoción de lodo debe dejárseles un espacio adicional suficiente para la acumulación del material sedimentado entre las operaciones de limpieza.

La cantidad de lodo acumulado depende de las características del agua, del dosaje de coagulantes y de la frecuencia de la limpieza.

Para las aguas predominantemente coloreadas, C. Cox recomienda agregar aproximadamente 10% a la profundidad de los sedimentadores para esa finalidad. Para el caso de aguas turbias, el aumento debe ser del orden de 20% (2).

Esto no significa que el volumen de lodo se distribuya uniformemente ocupando apenas ese espacio adicional. En realidad el lodo se concentra, principalmente, en el primer tercio de los sedimentadores (cerca del 75%), donde alcanza mayores alturas a pesar de la compactación que ocurre en el material sedimentado. Ese criterio de proyecto envuelve pues una cierta transigencia ("compromise").

No habiendo dispositivos para la remoción del lodo, deberán ser introducidas facilidades para la limpieza: inclinación del fondo (del orden de 4%), canaleta, espacio para el lodo, descarga en el área de mayor concentración y canalizaciones de agua a presión junto a los pasadizos.

Los sedimentadores pueden ser proyectados de manera de realizar la remoción de lodos por medios hidráulicos o mecánicos, evitando de esa manera el trabajo incómodo de la limpieza manual

En los casos en que no conviene la instalación de equipos, por economía o simplificación de mantenimiento, los sedimentadores pueden ser proyectados con tolvas para acumulación de lodos y descarga hidráulica periódica. El proyecto mostrado en la Fig. 1 es un ejemplo de sedimentador de ese tipo, en que las tolvas de lodo abarcan prácticamente todo el fondo del tanque.

Para la remoción mecánica de lodos por medio de raspadores de fondo existe un gran número de tipos de equipos.

En los últimos años viene dándose preferencia en el Brasil a los removedores de tipo rotatorio, por el hecho de ser durables y de presentar menores problemas de mantenimiento. La Fig. 2 muestra este tipo de equipo en la planta de tratamiento de Guaraú (Sao Paulo).

En los sedimentadores mecanizados las dimensiones finales y la inclinación del fondo deben obedecer a las especificaciones de los fabricantes de los equipos.

La descarga para limpieza o vaciamiento deberá tener una sección de por lo menos 0,015% del área superficial del sedimentador.

EL FLUJO LAMINAR EN LA SEDIMENTACION

Examinando las condiciones hidráulicas en los sedimentadores de tipo clásico, se constata que el régimen de flujo es turbulento, con número de Reynolds entre 2,000 y 200,000.

En esas condiciones, las partículas del agua se desplazan con movimientos irregulares y erráticos, interfiriendo en el fenómeno de la sedimentación.

La experiencia demuestra que el régimen de flujo laminar, con números de Reynolds bajos, en que las trayectorias de las partículas del agua son regulares, es más propicio a la sedimentación.

Para obtener valores más bajos de número de Reynolds es necesario reducir el radio hidráulico o la velocidad de flujo del agua (V).

Con ese propósito se procura modernamente introducir en los sedimentadores "módulos" formados por tubos, ductos especiales o placas paralelas.

Aplicando esos elementos en los tanques se reduce no solamente el número de Reynolds sino también la carga superficial efectiva (que lleva en cuenta el número múltiplo de las superficies o los "fondos"), disminuyendo además la distancia vertical que los flóculos deben recorrer en la sedimentación.

SEDIMENTADORES CON FONDOS INTERMEDIOS

Los sedimentadores con fondos múltiples comenzaron a ser introducidos en 1915, después de la teoría de Hazen.

En 1940 surgieron las primeras unidades mecanizadas (Super Settler), poco después olvidadas.

Las dificultades encontradas en la aplicación de sedimentadores con gran número de fondos o bandejas fueron las siguientes:

- a) Dificultades de remoción del lodo y de limpieza
- b) Dificultades de distribución uniforme de flujo
- c) Dificultades mecánicas de equipamiento
- d) Dificultades con materiales (falta de materiales adecuados)

Frente a esos problemas, los proyectistas abandonaron la idea de ejecutar sedimentadores con fondos o bandejas en gran número.

Continuaron siendo construídos, sin embargo, sedimentadores de dos o tres pisos con loza o fondos intermedios, espaciados de 1,50 m a 2,50 m.

Ejemplos típicos son los sedimentadores de las instalaciones de Estocolmo (con 2 pisos), de París (con 3 pisos) y de Tokio (también con 3 pisos).

Si fuesen resueltos adecuadamente los problemas anotados, la solución basada en un gran número de bandejas podría conducir a resultados satisfactorios.

En el Brasil fueron hechas experiencias en dos instalaciones existentes introduciéndose bandejas de madera en los sedimentadores: en las plantas de tratamiento de Agua de Itajaí (Estado de Santa Catarina) y Barra Mansa (Estado de Río de Janeiro).

En ambos casos la experiencia se hizo en apenas uno de los sedimentadores existentes.

Los resultados fueron aparentemente buenos, con algunas preocupaciones relativas a la limpieza.

SEDIMENTADORES CON TUBOS, DUCTOS ESPECIALES O PLACAS PARALELAS

Los ingenieros Hanzen y Gordon después de varias experiencias llegaron a la conclusión de que el flujo a través de tubos múltiples y paralelos presenta condiciones óptimas para la sedimentación (3).

Los sedimentadores equipados con esos elementos tienen las siguientes ventajas: (4)

- a) Se comportan como sedimentadores de fondos múltiples, de gran área y pequeño trayecto de disposición para las partículas
- b) Aseguran el movimiento laminar (con valores bajos de números de Reynolds). El flujo laminar no arrastra partículas depositadas (lodo)

En consecuencia, el período de detención puede ser extraordinariamente reducido. (Fueron obtenidos resultados satisfactorios en instalaciones experimentales, con apenas algunos minutos de detención).

La nueva tecnología de empleo de módulos de tubos o placas se tornó práctica, gracias a la aparición de material plástico de bajo costo (PVC, polietileno y otros).

Las cargas superficiales calculadas en función del área efectivamente cubierta por los módulos, generalmente están comprendidas entre 180 y 240 m³/m²/día. Esto corresponde a cerca de 5 veces las cargas adoptadas en los sedimentadores convencionales.

Los módulos de ductos puede ser instalados en los sedimentadores de sección rectangular o circular, existentes o por construir.

En los sedimentadores existentes los módulos podrán ser instalados apenas en una parte de los tanques, permitiendo el aumento de flujo deseado inicialmente. La instalación se completa en etapas futuras cuando se haga necesaria una mayor producción de agua. En proyectos nuevos se puede reducir el tamaño de los sedimentadores de 1/3 a 1/2 del tamaño convencional, con gran economía.

LA EXPERIENCIA DE BARRA MANSÁ

La ciudad de Barra Mansa (Estado de Río de Janeiro) viene siendo servida por una planta de tratamiento de agua proyectada en el esquema clásico hace muchos años y con capacidad para purificar 7,000 m³/día (80 litros/s).

La ciudad se desarrolló rápida y extraordinariamente y la necesidad de mayor volumen de agua exigía la introducción de reformas urgentes en la planta de tratamiento.

El Ing. Renato Giroux Pinheiro orientó el proyecto de ampliación en el sentido de aplicar nuevas técnicas, realizando así una valiosa experiencia para el país.

La planta tiene dos sedimentadores de 8,50 x 12,00 x 5,40. En uno de esos tanques fueron introducidas bandejas de madera, habiendo sido el segundo tanque convertido en un sedimentador de flujo laminar con placas de PVC de 1 mm de espesor, formando ductos de 4 x 10 cm, con 1,20 m de largo e inclinación de 52%.

La altura del agua sobre las colmenas es de 0,50 m y el agua sedimentada se recolecta por medio de canales de concreto.

Los dos sedimentadores pasarán a funcionar en serie, y el efluente del sedimentador de bandejas pasa al sedimentador tubular.

Los ductos fueron hechos en el propio local, aprovechándose placas de plástico con esquinas en ángulo recto, formando canaletas de 4 x 10 cm. La yuxtaposición de chapas, con la fijación por medio de esquineros formó los ductos de 4 x 10 cm.

La instalación reformada pasó a producir el doble de cantidad de agua (14,000 m³/día o 180 litros/s), mejorando considerablemente la calidad del agua sedimentada (turbiedad de 2,1 a 2,3 U. J.).

MODULOS TUBULARES BRASILEÑOS

El Brasil dispone de una industria avanzada de materiales y productos de plástico.

Esa razón justificó la cooperación entre especialistas en tratamiento de agua y los técnicos de la industria, con el objetivo de verificar las posibilidades reales de producción de "módulos" para sedimentadores tubulares.

De los entendimientos habidos resultó un primer tipo de módulo, de costo relativamente bajo y de fácil producción.

El módulo es compuesto a partir de ductos de PVC de 4,9 x 8,8 cm con paredes de aproximadamente 1 mm de espesor, y pesa 28 kg por metro cuadrado.

Se dio preferencia al color negro por el hecho de ser ese color más desfavorable al desarrollo de microorganismos.

El costo resultó de alrededor de US\$ 50 por m². La figura anexa muestra la disposición y las dimensiones de ese módulo pionero.

Un segundo prototipo de módulo está siendo desarrollado con ductos en forma de V.

CRITERIOS DE DISEÑO PARA SEDIMENTADORES TUBULARES

No existiendo normas para el diseño de sedimentadores tubulares, cada caso viene siendo estudiado en base a investigaciones especiales.

Los diseños ya elaborados demuestran, entretanto, las siguientes tendencias:

- a) La carga superficial calculada para el área efectivamente cubierta por módulos está comprendida entre 180 y 240 $m^3/m^2 \cdot día$
- b) La velocidad ascendente del agua en los tubos no sobrepasa los 20 cm/min , quedando el número de Reynolds por debajo de 250
- c) El largo de los tubos debe ser mayor que 12 veces la dimensión en el sentido de la sedimentación de las partículas
- d) El ángulo de inclinación de los tubos debe ser mantenido entre 55 y 60°
- e) Número mínimo de sedimentadores en la primera etapa: 2

Se verifica por tanto, que en la fase actual se prefirieron los parámetros conservadores para el dimensionamiento de las unidades de sedimentación.

El largo de los tubos adoptados varía desde 0,60 m hasta 1,20 m, en módulos con alturas de 0,53 a 1,06 m.

EL DISEÑO DE BOTUCATU

Recientemente fue concluido por la firma especializada "PLANIDRO ENGENHEIROS CONSULTORES", el diseño para la nueva planta de tratamiento de agua de la ciudad de Botucatú, Estado de Sao Paulo, elaborado para el FESB (Fomento Estadual de Saneamento Básico) con tres sedimentadores diseñados especialmente dentro de la técnica de flujo laminar.

Ese proyecto, cuyos diseños son presentados, tiene las siguientes características:

- | | |
|--------------------------------------|---------------|
| – Caudal de la planta (última etapa) | 300 l/s |
| – Número de sedimentadores | 3 |
| – Sección de cada sedimentador | 8,80 x 8,80 m |

– Carga superficial	190 m ³ /m ² . día
– Número de ductos por m ²	276
– Velocidad de flujo en los ductos	13 cm/min
– Número de Reynolds	120 a 140
– Inclinação de los ductos	60°
– Largo de los ductos	0,70 m

En ese diseño fue dada una particular atención a las condiciones de flujo.

INSTALACIONES MODULADAS

Con el objetivo de atender más pronta y eficientemente las necesidades de las pequeñas aglomeraciones urbanas, el CETESB (Centro Tecnológico de Saneamiento Básico, órgano del FESB) está desarrollando un programa de estandarización de instalaciones pequeñas, con unidades moduladas.

Para esa finalidad está siendo elaborado un diseño estándar caracterizado por su flexibilidad, simplicidad y economía.

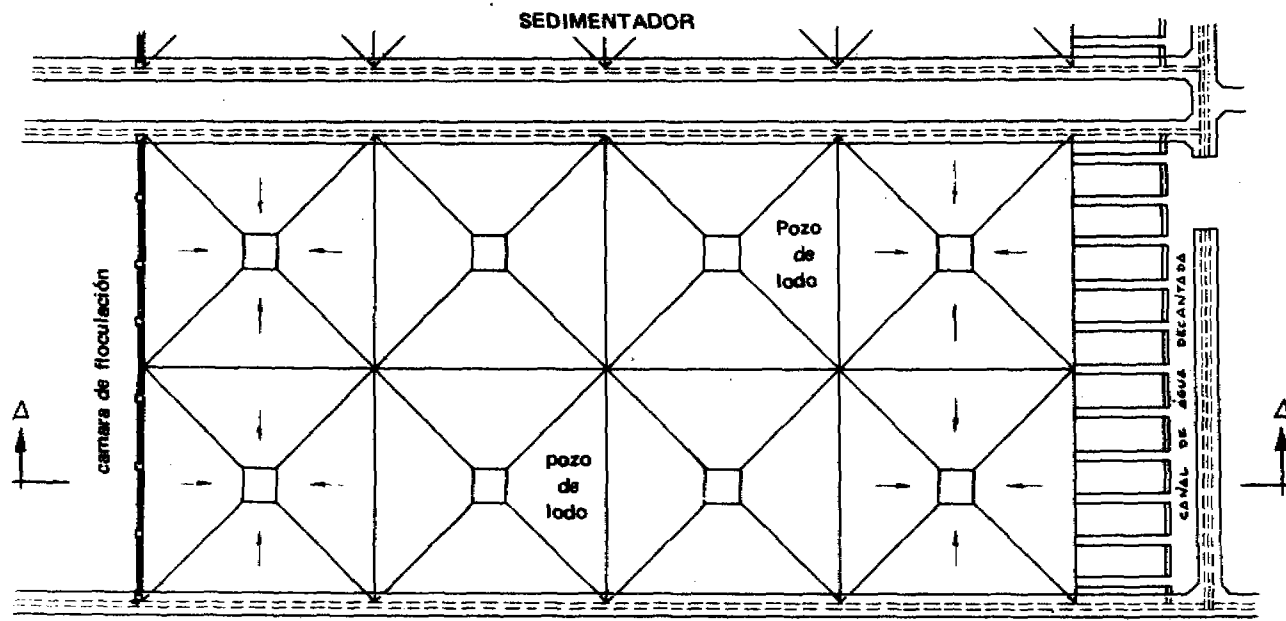
Los planos detallados serán ofrecidos a las municipalidades de 1,500 hasta 9,000 habitantes (población de diseño).

Cada módulo comprende 3 cámaras de floculación, 3 sedimentadores tubulares y 3 filtros rápidos de gravedad.

El diseño incorpora los nuevos conceptos para el tratamiento de agua.

REFERENCIAS

1. Institution of Water Engineers "Manual of British Water Engineering Practice", Vol. III, Water Quality and Treatment, 4th ed., W. Heffer & Sons, Cambridge, 1969.
2. Cox, Charles A., "Operation and Control of Water Treatment Processes", WHO, Geneva, 1964.
3. Hansen, S. P., Gordon, L. C., "Applying shallow depth sedimentation theory", J. A. W. W. A., 59,9,1 134 (Sept. 1967).
4. Azevedo Netto, J. M., "Técnicas modernas de Tratamento de Água—Decantação", Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos, 1972.
5. A. S. C. E., A. W. W. A., CSSE, "Water Treatment Plant Design", A. W. W. A., New York, 1969.
6. Camp, Thomas R., Fluid Mechanics applied to waste Treatment problems e Applied Hydraulic Design of Treatment Plants, em "Seminar Papers on Waste Water Treatment and Disposal", Boston Society of Civil Engineers, George M. Reece, Editor, Boston 1961.
7. Hudson, H. E. Jr., Cursos e Conferências proferidas no Brasil, 1969—1972.



PLANTA

pasadizo

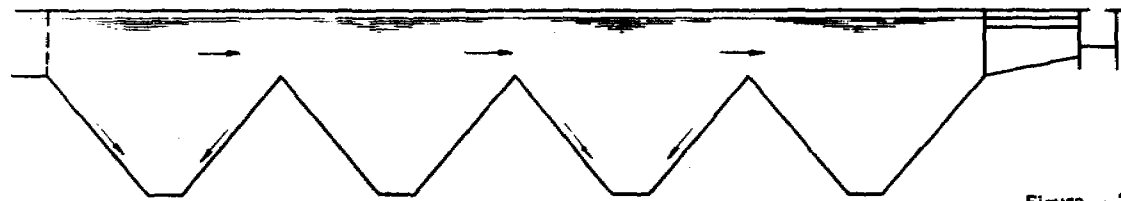


Figura - 1

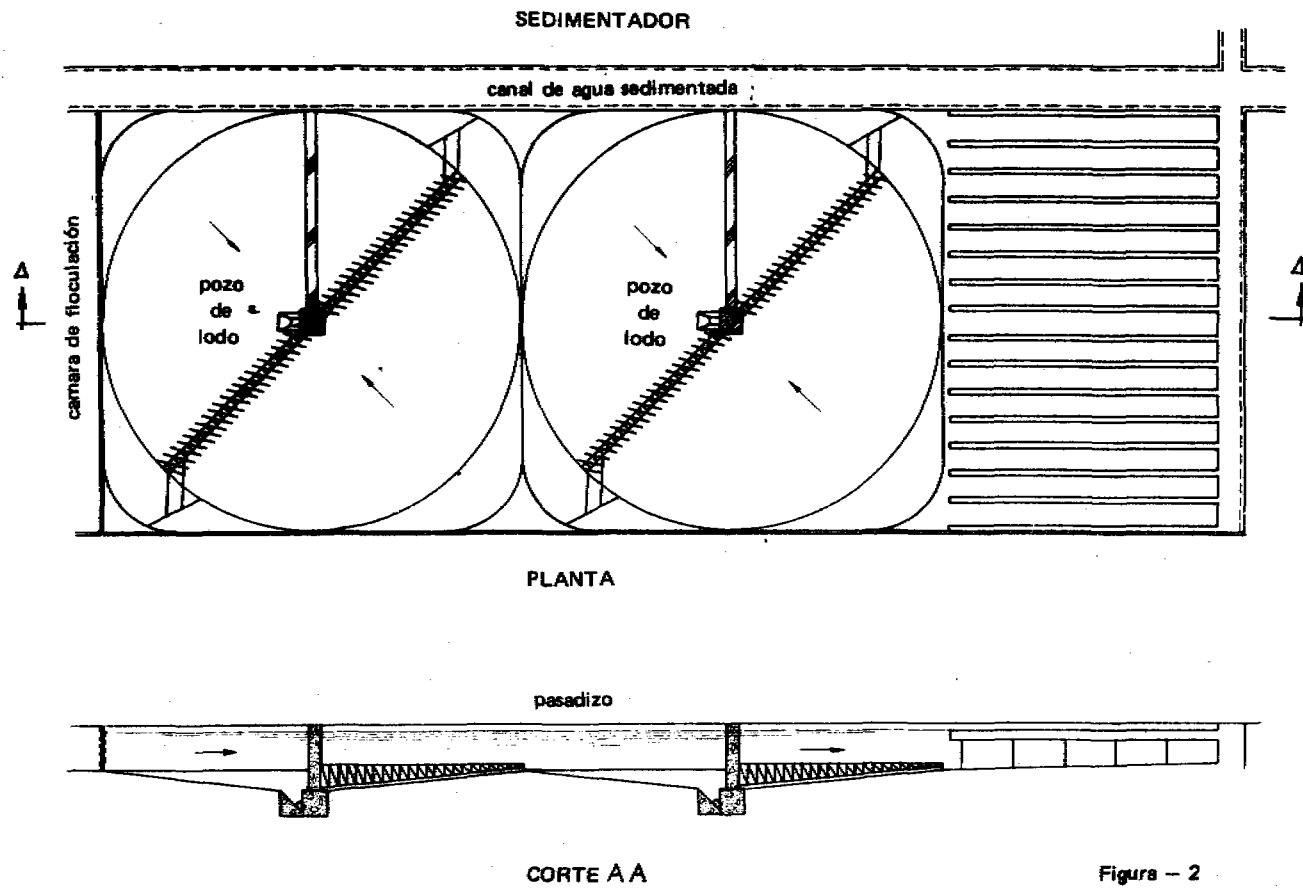
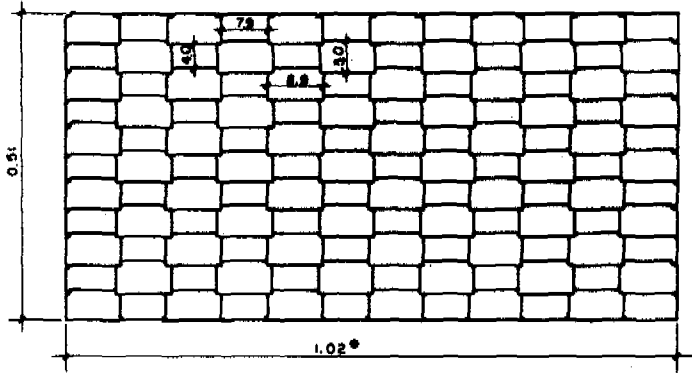
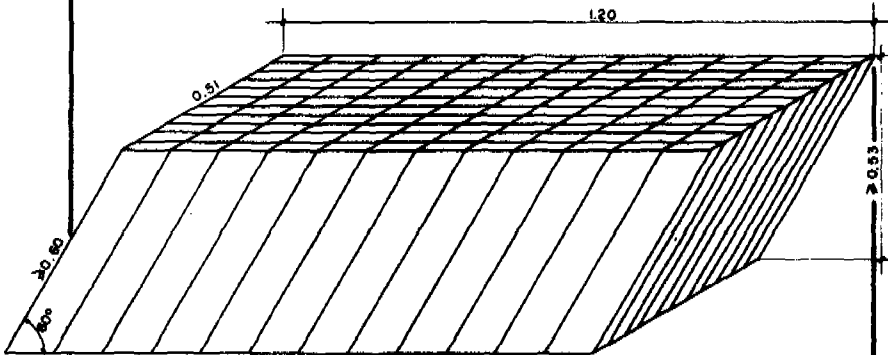


Figura - 2

Primer Módulo Brasileño



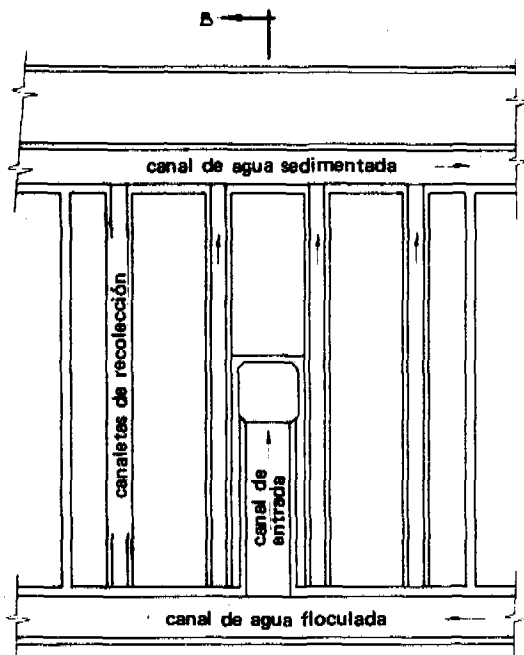
paredes aproximadamente de 1 mm.



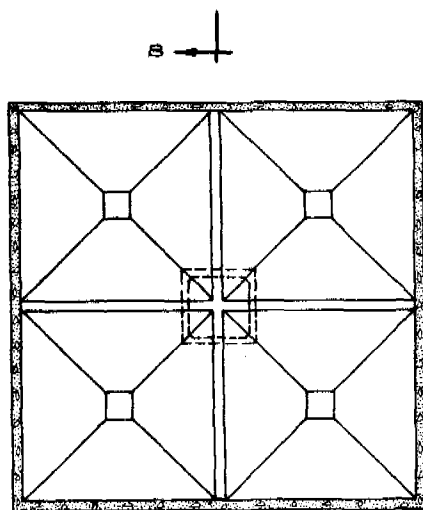
MATERIAL: PVC
PESO ESP. : 1.46
COLOR: NEGRA
DIMENSIONES: 0.51 x 102 (*) x 0.55 (PAREDES APROXIMADAMENTE 1 mm)
PESO : 28 Kg/m²
COSTO : Cr S 300/m² (APROX.)

* Puede ser hasta 1.20 m

SEDIMENTADOR TUBULAR – PLANTAS



PLANTA SUPERIOR



PLANTA MOSTRANDO LOS POZOS DE LODO

Figura – 3 a,

SEDIMENTADOR TUBULAR – CORTES

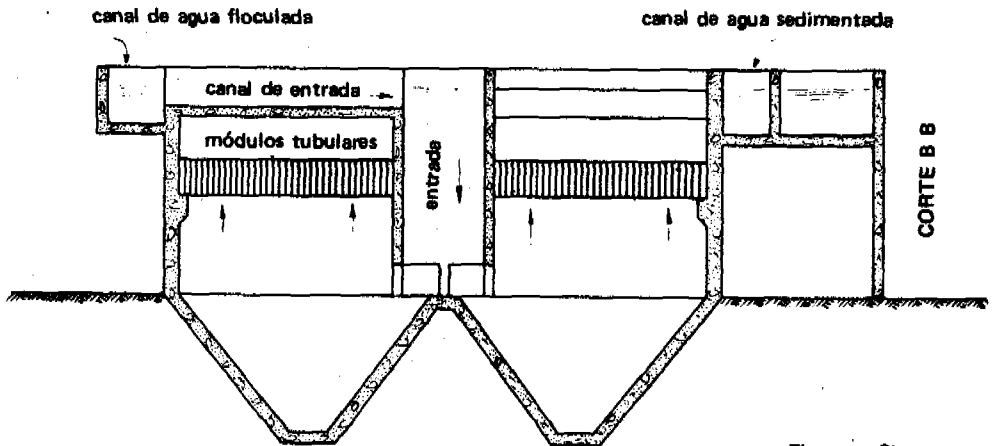
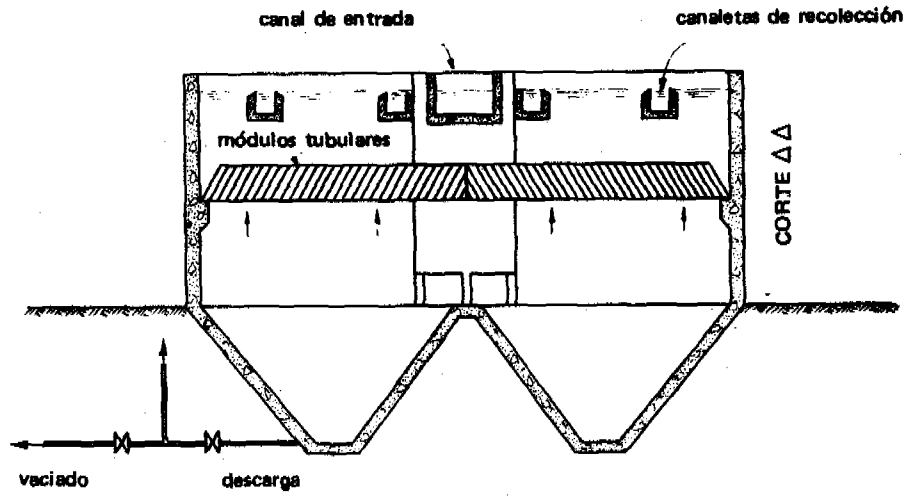


Figura - 3b.

ANEXO I

CANAL DE ALIMENTACION DE LOS SEDIMENTADORES (CANAL DE AGUA FLOCULADA)

El diseño adecuado de los dispositivos de entrada del agua en los sedimentadores contribuye a reducir corto circuitos y asegura una mejor distribución del agua.

Frecuentemente, el agua floculada fluye hacia los sedimentadores a través de un canal de distribución "manifold", con varias salidas (varias entradas en los sedimentadores).

La velocidad del flujo en ese canal no debe ser inferior a 0,15 m/s (para evitar sedimentación), ni superior a 0,65 m/s (para evitar perjuicios a los flocs ya constituidos).

Se puede tener en cuenta el valor de G (gradiente de velocidad) de la última parte de los floculadores.

Se calcula G en el canal y en las entradas con la siguiente expresión:

$$G = 172 \left(\frac{f}{D} \right)^{1/2} V^{1/2}$$

G = gradiente de velocidad en pie/seg por pie

f = coeficiente de rozamiento del canal para la fórmula de Darcy-Weisbach

$$f \cong 0,02$$

D = diámetro del conducto, en pies

$$D = 4 R_H \quad (R_H = \text{Radio Hidráulico})$$

V = velocidad del flujo, pies/seg

(V. Camp, T. R., FLOCCULATION AND FLOCCULATION BASINS, Trans. ASCE 120 : 1 (1955)).

Con velocidades relativamente bajas se reduce la pérdida de carga y por lo tanto la variación de nivel de agua, facilitándose la división del flujo.

La pérdida de carga en el canal de distribución es de aproximadamente 1/3 de la pérdida que corresponde al flujo con el caudal uniforme inicial.

Para cada sedimentador se pueden tener dos o más compuertas.

La velocidad del agua a través de las compuertas debe ser inferior a 0,65 m/s.

La pérdida de carga en cada compuerta puede ser calculada por la expresión:

$$h_f = \left(\frac{1}{C_v^2} - 1 \right) \frac{V^2}{2g}$$

Haciendo $C_v = 0,7$ se tiene:

$$h_f \cong \frac{V^2}{2g}$$

DISEÑO DEL CANAL DE DISTRIBUCION

El ancho de B del canal es importante para la buena distribución. Los siguientes límites deben ser obedecidos:

Número de compuertas	b/B
4	0,4
6	0,3
8	0,25
10	0,20
12	0,15

Se mantiene el ancho constante, pudiéndose reducir la profundidad en el caso en que hubiere necesidad para evitar velocidades por debajo de 0,15 m/s.

I. CRITERIO PRESENTADO POR H. HUDSON

Se verifican las condiciones de variaciones de caudal de entrada en las compuertas de los sedimentadores.

**COEFICIENTES K DE ENTRADA A PARTIR DE
CONDUCTOS MULTIPLES "MANIFOLDS"**

De un nomograma adaptado por H. Hudson

n	q/Q	b/B						
		0,15	0,20	0,25	0,3	0,4	0,5	0,6
1	1,00	0,33	0,34	0,35	0,36	0,38	0,40	0,47
2	0,50	0,33	0,35	0,37	0,39	0,44	0,47	0,70
3	0,33	0,34	0,37	0,41	0,45	0,55	0,70	1,25
4	0,25	0,36	0,40	0,45	0,51	0,65	1,05	2,00
5	0,20	0,38	0,43	0,49	0,58	0,79	1,50	2,80
6	0,167	0,40	0,45	0,51	0,64	1,00	2,10	4,00
7	0,143	0,42	0,48	0,57	0,70	1,22	2,60	4,60
8	0,125	0,45	0,52	0,64	0,79	1,60	3,40	6,10
9	0,111	0,48	0,55	0,70	0,90	2,00	4,20	
10	0,100	0,49	0,58	0,80	1,00	2,26	4,90	
11	0,091	0,51	0,61	0,90	1,20	2,80	5,80	
12	0,083	0,53	0,64	1,00	1,40	3,20	6,70	
14	0,071	0,57	0,71	1,20	1,80	4,20		
16	0,063	0,60	0,80	1,40	2,25	5,20		

Los caudales de entrada a través de dos compuertas diferentes son proporcionales a

$$\frac{q_1}{q_2} = \frac{\frac{1}{\sqrt{1 + K_1}}}{\frac{1}{\sqrt{1 + K_2}}}$$

En esas condiciones, para apreciarse la variación de caudales en las diversas compuertas basta comparar la variación de $\sqrt{\frac{1}{1 + K}}$

Valores de $\sqrt{\frac{1}{1+K}}$

K	$\sqrt{\frac{1}{1+K}}$
0,3	0,88
0,4	0,84
0,5	0,82
0,6	0,79
0,7	0,77
0,8	0,74
0,9	0,73
1,0	0,71
1,1	0,69
1,2	0,67
1,3	0,66
1,4	0,65
1,5	0,63
1,6	0,62
1,7	0,61
1,8	0,60
1,9	0,59
2,0	0,58

Ejemplo: Un canal alimentará 3 sedimentadores, cada uno con dos compuertas.
 Caudal por sedimentador : 77 l/s (Fig.)

Compuertas	q/Q	K	$\sqrt{\frac{1}{1+K}}$
1	1,0	0,36	0,86
2	0,5	0,39	0,84
3	0,33	0,45	0,83
4	0,25	0,51	0,82
5	0,20	0,58	0,80
6	0,17	0,64	0,78

La variación en este caso resulta de 0,78 y 0,86, o sea de 10%, límite considerado aceptable.

$$+ 10\% (0,78) \frac{0,78}{0,86}$$

CRITERIO DE CARGA (Energía disponible)

La distribución uniforme del caudal a través de compuertas, orificios o tubos puede ser facilitada, haciendo la pérdida de carga en las entradas relativamente grande en comparación con la diferencia de energía disponible (carga) entre los puntos extremos del conducto.

Siendo:

h_f = diferencia de energía en el canal entre los puntos extremos de salida (compuertas primera y última)

h_o = pérdida de carga en la entrada (compuerta) 1

Energía perdida en la primera compuerta $h_o = q^2$

Energía perdida en la última compuerta $h_o - h_f = (mq)^2$

$$\frac{h_o}{h_o - h_f} = \frac{1}{m^2} \quad (m \text{ es la relación de caudales entre las compuertas extremas})$$

Si limitáramos la variación de caudal en 10%,

$$m \geq 0,9$$

$$\frac{h_o}{h_o - h_f} = \frac{1}{0,9^2}$$

$$h_o - h_f = 0,81 h_o$$

$$h_o - 0,81 h_o = h_f$$

$$0,19 h_o \therefore h_o = 5,3 h_f$$

Si limitáramos la variación de caudal en 5%

$$m \geq 0,95$$

$$h_o - h_f = 0,9 h_o$$

$$h_o - 0,9 h_o = h_f$$

$$0,1 h_o = h_f \therefore h_o = 10 h_f$$

II. Ejemplo: Verificar las condiciones del ejemplo anterior

a) En el canal

$$S = 0,78 \text{ m}^2$$

$$P = 1,30 + 0,60 + 0,60 = 2,50$$

$$\text{RADIO HIDR.} = \frac{0,78}{2,50} = 0,31$$

$$V = 0,30 \text{ m/s}$$

Fórmula de Manning

$$V = \frac{R_H^{2/3} I^{1/2}}{n}$$

$$\therefore \sqrt{I} = \frac{nV}{R_H^{2/3}} =$$

$$n = 0,012$$

$$\sqrt{I} = \frac{0,012 \cdot 0,30}{0,31^{2/3}} = \frac{0,0036}{-0,21} = 0,017$$

$$\therefore I = 0,00029 \text{ m/m}$$

$$L = 20 \text{ m}$$

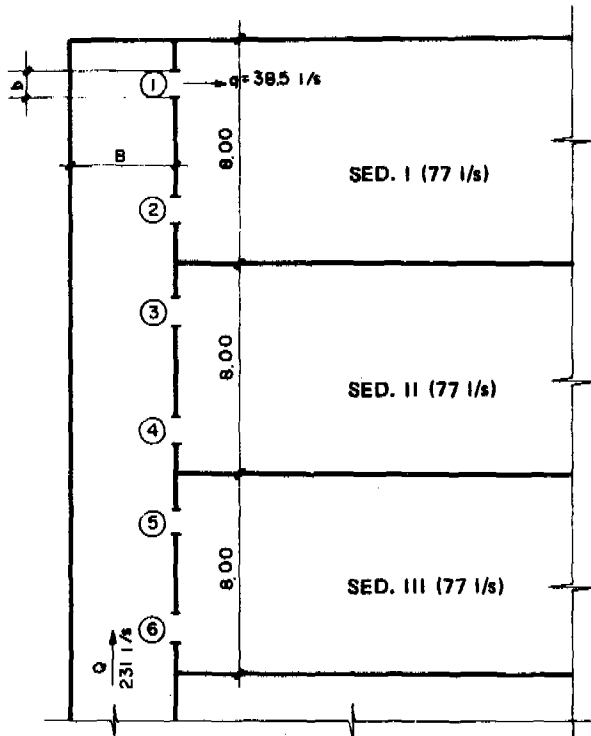
$$h_f = 20 \times 0,00029 \cong 0,006 \text{ m (6 mm)}$$

$$h_f \cong \frac{1}{3} (0,006) = 0,002 \text{ m (2 mm)}$$

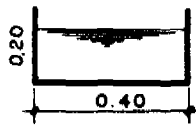
b) En la compuerta

$$h_o = \frac{V^2}{2g} = \frac{0,5^2}{19,6} = \frac{0,25}{19,6} = 0,013 \text{ m (13 mm)}$$

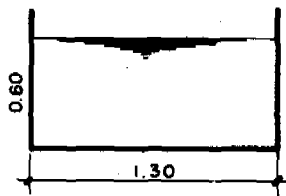
$$h_o \cong 6,5 h_f$$



COMPUERTAS



CANAL



ANEXO II

CORTINAS DISTRIBUIDORAS DE LOS SEDIMENTADORES

OBJETIVOS

Proporcionar la distribución del flujo en las direcciones vertical y horizontal.

CRITERIOS DE DISEÑO

1. Se debe tener un gran número de orificios que no sean grandes
2. La forma ideal es la circular; en seguida viene la cuadrada
3. Si no hubiera remoción mecánica de lodos, los orificios más bajos deberán quedar a $H/4$ o a $H/5$ sobre el fondo
4. Los orificios más altos deberán quedar a $H/5$ o a $H/6$ por debajo del nivel de agua
5. La cortina generalmente queda a 0,80 m de la pared frontal del sedimentador (espacio suficiente para la entrada de personas)

DIMENSIONAMIENTO DE LOS ORIFICIOS

Criterio I: Se basa en la velocidad del flujo. Si esa velocidad fuera demasiado baja, la distribución será mala. Si fuera demasiado alta habrá el peligro de causar perjuicio a los flocs constituidos.

Camp recomendaba velocidades comprendidas entre 0,15 y 0,30 m/s (Ref. (1), pág. 245).

Cox recomienda 0,12 a 0,24 m/s (Ref. (2), pág. 86).

Criterio II: Según Hudson (Ref. (3), pág. 1259)

Hudson prefiere medir los orificios a partir de un valor conveniente de G (compatible con el valor de G de la última cámara de los floculadores).

Valores aproximados de q y V
(q = caudal por orificio, l/s)
(V = velocidad, m/s)

G	φ3" (0,075)		φ4" (0,10)		φ5" (0,125)		φ6" (0,15)	
	q	V	q	V	q	V	q	V
10	0,5	0,11	0,8	0,10	1,5	0,12	2,2	0,13
20	0,7	0,16	1,3	0,17	2,3	0,19	3,5	0,20
30	0,9	0,20	1,8	0,23	3,1	0,25	4,4	0,25
40	1,1	0,25	2,0	0,25	3,7	0,30	6,2	0,34
50	1,3	0,29	2,3	0,29	4,2	0,34	8,0	0,45

Seleccionando el valor de G, se prepara un cuadro como el siguiente:

φ de los orificios		q por orificio (l/s)	Número de orificios por sedimentador
pulg.	cm.		
3	7,5
4	10,0
5	12,5
6	15,0

Se adopta, entonces, el tamaño más conveniente.

Criterio III: Según Camp (Ref. (1)):

Tiene en cuenta el efecto de los chorros producidos por los orificios y el valor de G.

Camp indica la siguiente expresión para cálculo de G:

$$G = \frac{D}{S} \sqrt{\frac{\pi}{8v C_d^2 X}} V^3$$

D = diámetro de los orificios, m

S = separación de los orificios, m

ν = viscosidad cinemática del agua (= 0,000 001)

C_d = coeficiente de descarga de los orificios ($\cong 0,6$)

X = distancia del efecto de los chorros (alcance de los chorros)

V = velocidad del agua

Valores de X, m

D =	1"	2"	4"	6"
X =	1,00	2,00	4,00	6,00

La expresión de arriba puede ser escrita:

$$G = \underbrace{\sqrt{\frac{\pi}{8\nu C_d^2 X}} \sqrt{V^3}}_K \frac{D}{S}$$

$$G = K \frac{D}{S}$$

Los valores de K varían desde 500 hasta 1,500. Tomándose el valor medio 1,000 encuéntrase:

	V = 0,15 m/s	0,20	0,25	0,30
G =	$60 \frac{D}{S}$	$90 \frac{D}{S}$	$125 \frac{D}{S}$	$165 \frac{D}{S}$

Se procura obtener un valor conveniente para G, partiendo de D y S.

De esa tabla se deduce el siguiente cuadro:

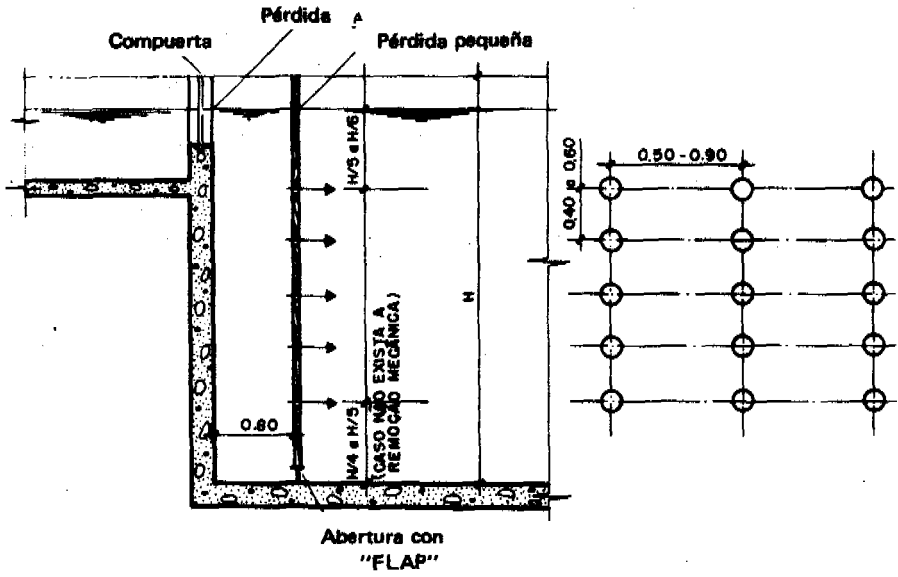
Valores de G (según Camp)

	V = 0,15			V = 0,20			V = 0,25			V = 0,30		
	D =	D =	D =	D =	D =	D =	D =	D =	D =	D =	D =	
	0,05	0,10	0,15	0,05	0,10	0,15	0,05	0,10	0,15	0,05	0,10	0,15
S = 0,40	7,5	15	23	11	23	34	16	31	47	21	41	62
S = 0,60	5	10	15	7,5	15	23	11	21	32	14	28	41
S = 0,80	4	7,5	11	6	11	17	8	16	23	10	21	31

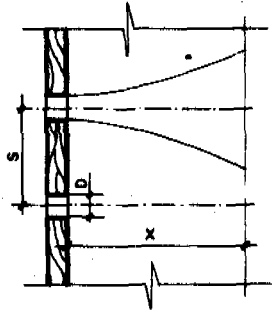
REFERENCIAS

1. "Seminar Papers on Waste Water Treatment and Disposal, Boston Society of Civil Engineers", George M. Reece, Editor, Boston 1961.
2. Charles R. Cox, "Operation and Control of Water Treatment Processes", World Health Organization, Geneva, 1964.
3. Hudson, H. E. & J. P. Wolfner, "Design of Mixing and Flocculating Basins", Journal A. W. W. A. Oct. 1967, pp. 1257 - 1267.

CORTINAS DISTRIBUTORAS DE LOS SEDIMENTADORES



CHORROS PRODUCIDOS POR LOS ORIFICIOS



ANEXO III

CANALETAS COLECTORAS PARA AGUA SEDIMENTADA

1. OBJETIVOS

Mejorar la distribución del flujo o el modelo ("pattern") de flujo en la parte final de los sedimentadores; reducir las velocidades ascendentes de aproximación del agua en dirección a la estructura de salida de los tanques y, consecuentemente, disminuir el transporte de flocs; reducir el tirante de agua y, por tanto, el arrastre de partículas.

2. CAUDAL POR UNIDAD DE LARGO DEL VERTEDERO

La técnica moderna recomienda, en el caso de tratarse de aguas coloreadas coaguladas con sulfato de aluminio, caudales de hasta 3 lt/seg/m. Frecuentemente se adoptan de 2 a 3 lt/seg./m de vertedero

3. FORMA DE LAS CANALETAS

Son de uso común las varias formas indicadas en la figura anexa (Rectangular, U, V, etc.).

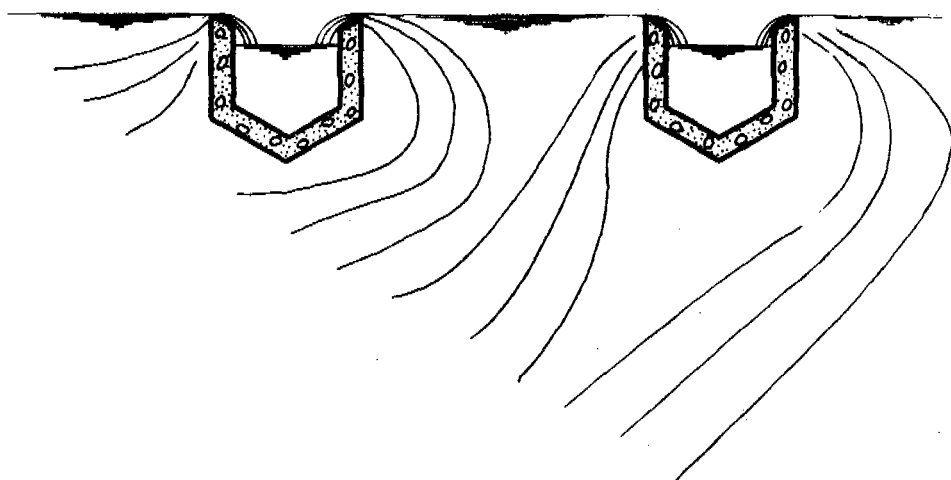
Caudales máximos de las canaletas, l/s
(canaletas con descarga libre)

H	H ^{3/2}	L arg. b					
		0,20	0,25	0,30	0,35	0,40	0,50
0,15	0,058	15 l/s	19	23	26	30	38
0,20	0,089	23	29	35	40	46	58
0,25	0,125	33	41	49	57	65	82
0,30	0,164	43	53	64	75	85	107
0,35	0,207	54	67	81	95	108	135
0,40	0,253	66	82	98	115	132	165
0,45	0,302	79	98	118	137	157	197
0,50	0,354	92	115	138	160	184	230
0,55	0,408	106	132	159	185	210	265
0,60	0,465	121	151	182	212	242	303

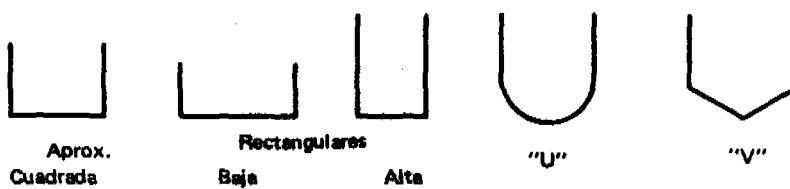
**Caudales de las canaletas para la velocidad
de flujo de 0,60 m/s**
(Canaletas con salida sumergida) Q y l/s

H	L arg. b					
	0,20	0,25	0,30	0,35	0,40	0,50
0,15	18 l/s	23	27	32	36	45
0,20	24	30	36	42	48	60
0,25	30	36	45	53	60	75
0,30	36	45	54	63	72	90
0,35		53	63	74	84	105
0,40			72	84	96	120
0,45				95	108	135
0,50					120	150
0,55					132	165
0,60					144	180

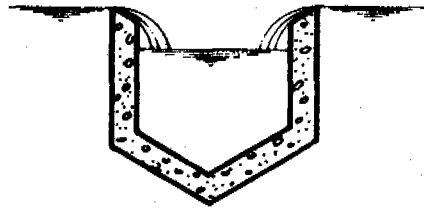
CANALETAS COLECTORAS PARA AGUA SEDIMENTADA



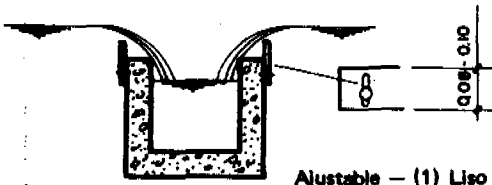
FORMA DE LAS CANALETAS



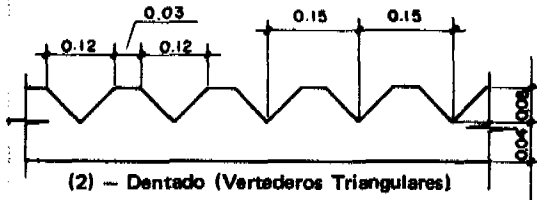
BORDES DE LAS CANALETAS



no ajustable

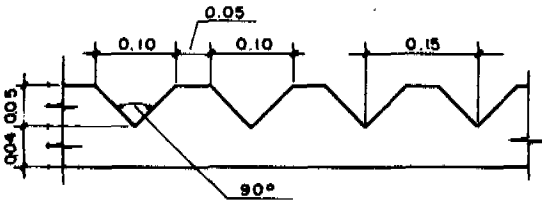


Ajustable - (1) Liso

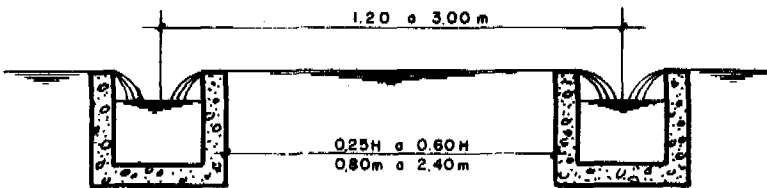


(2) - Dentado (Vertederos Triangulares)

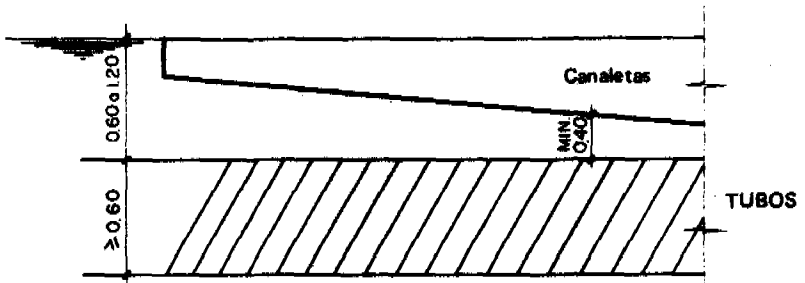
Guarú



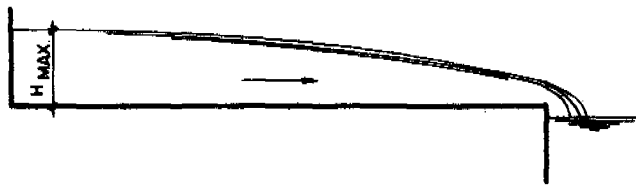
SEPARACION ENTRE LAS CANALETAS - (DISTANCIA)



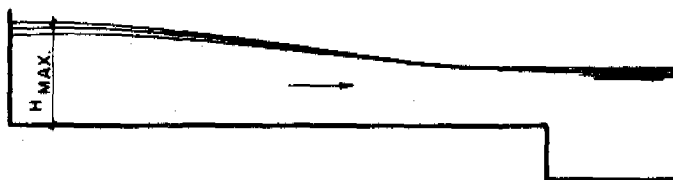
(H = PROFUNDIDAD UTIL DEL SEDIMENTADOR)



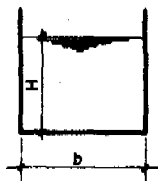
DIMENSIONAMIENTO DE LAS CANALETAS



a) Con descarga final libre



b) Sin descarga final libre



SEDIMENTADORES DE PLACAS

Ing. José Pérez

Empresa de Teléfono, Agua Potable y
Alcantarillado de Cuenca (ETAPA)
Cuenca, Ecuador

CAPITULO I

INTRODUCCION:

Uno de los procesos más antiguos y ampliamente usados en el tratamiento del agua, es la sedimentación. Proceso que consiste en la remoción por acción de la gravedad de las partículas que son más pesadas que el agua y que se encuentran en suspensión. Dichas partículas adquieren una velocidad de caída tal que les permite depositarse en un tiempo económicamente aceptable.

La eficiencia del proceso de sedimentación depende de muchas variables, las cuales aún no han sido satisfactoriamente estudiadas y expresadas en forma matemática, para su utilización en el diseño de unidades de sedimentación.

Actualmente se utiliza la sedimentación, sea en una forma simple o precedida de coagulación, como pre-tratamiento o acondicionamiento del agua antes de someterla al tratamiento propiamente dicho o filtración. Hasta la presente no se ha justificado plenamente, hasta qué límite de turbiedad debe remover la sedimentación, y qué turbiedad debe remover el filtro, sin embargo se han realizado amplias investigaciones tanto teóricas como prácticas, las cuales tienden a mejorar el rendimiento de las unidades, tanto de sedimentación como de filtración.

Se denomina "sedimentación de partículas discretas" aquella en la que los sólidos no cambian de densidad, tamaño o forma, al descender en el líquido. Se entiende por "sedimentación de partículas aglomerables" aquella en que los sólidos se adhieren y aglutinan entre sí, cambiando de tamaño, forma y densidad durante la caída.

En teoría se utiliza la sedimentación de partículas discretas, aún cuando en la práctica la mayoría de los sedimentadores se diseñan y construyen para la separación de "partículas aglomerables", fenómeno al cual no se ha encontrado una expresión matemática que defina este proceso en forma aceptable, por cuanto en los sedimentadores reales, el proceso se ve afectado por una serie de variables que no es posible considerarlas en la teoría, por lo que se recurre a ensayos experimentales para cuantificar y definir la influencia de los diferentes parámetros de diseño.

Los sedimentadores según su carga superficial se clasifican en: sedimentadores de "Rata Normal" y "Alta Rata".

El término "sedimentación de Alta Rata" se refiere a sedimentadores poco profundos, formados por una serie de tubos: circulares, cuadrados, octogonales, o sucesión de láminas paralelas, sean estas planas u onduladas, por las cuales circula el agua con flujo laminar. Con lo cual se logra períodos de retención menores a 15 minutos, ratas de sedimentación superiores hasta en 10 veces las normales y eficiencias superiores a las usuales en sedimentadores ordinarios. Características técnicas que determinan soluciones sumamente económicas, para tratamiento de agua potable y aguas servidas.

El propósito del presente estudio es dar a conocer los resultados de las experiencias realizadas como etapa previa al diseño de los sedimentadores de alta rata de la nueva Planta de Tratamiento de Agua Potable para la ciudad de Cuenca.

CAPITULO II

TEORIA DE SEDIMENTADORES DE PLACAS PLANAS:

2.1. Ecuación general:

Suponiendo que en el sedimentador de alta rata, las partículas suspendidas son: "discretas" y que se presenta flujo laminar unidimensional; la ecuación de movimiento es:

$$m \frac{dvp}{dt} = (\rho_p - \rho) V_g - Fr \quad (1)$$

- m = masa de la partícula
- vp = velocidad de la partícula
- t = tiempo
- p = densidad de la partícula
- ρ = densidad del agua
- g = aceleración gravitacional
- v = volumen de la partícula
- Fr = fuerza de resistencia del líquido

Por la Ley de Stokes y con flujo laminar la fuerza de resistencia será:

$$Fr = 3\pi\mu dp(vp - v) \quad (2)$$

en la cual

- μ = viscosidad dinámica del fluido
- dp = diámetro de la partícula
- v = velocidad del fluido

Despreciado el efecto de la inercia $m \frac{dv_p}{dt} = 0$ y sustituyendo la ecuación (2) en la (1),

$(\rho_p - \rho) V_g - 3\pi\mu dp(V_p - V)$ y agrupando se obtiene

$$V_p - V = \frac{(\rho_p - \rho)V_g}{3\pi\mu dp} = V_s \quad (3)$$

en la cual

$V_s =$ velocidad vertical de caída de la partícula

Aceptando el sistema de coordenadas representado en la figura N° 1, en la cual los ejes X e Y son paralelas y normal a la dirección del flujo y θ es el ángulo que hace el eje X con la horizontal, V la velocidad del flujo en el sentido X,

La ecuación vectorial (3) puede descomponerse en:

$$V_{px} = u - v_s \text{ Sen } \theta \quad (4)$$

$$V_{py} = v_s \text{ Cos } \theta \quad (5)$$

En las cuales V_{px} y V_{py} son las componentes de V_p en las direcciones X e Y respectivamente.

Por definición

$$V_{px} = \frac{dx}{dt}; \quad V_{py} = \frac{dy}{dt} \quad (6)$$

En las cuales "x" e "y" son las coordenadas en las direcciones X e Y respectivamente. Combinando las ecuaciones (4), (5) y (6) se obtiene

$$\frac{dy}{dx} = -\frac{v_s \text{ Cos } \theta}{u - v_s \text{ Sen } \theta} = \frac{dy}{dx} \quad (7)$$

Ecuación diferencial de la trayectoria resultante de una partícula sometida a la acción de la gravedad y del movimiento del fluido.

Integrando esta ecuación

$$fudy - v_{sy} \text{ Sen } \theta + v_{sx} \text{ Cos } \theta = Co \quad (8)$$

en la cual Co es la constante de integración.

Dividiendo la ecuación (8) para V_0 que es la velocidad media del líquido y siendo "d" la altura del flujo medida normalmente a la dirección del mismo, obtenemos

$$\int \frac{u}{V_0} dY - \frac{v_s}{V_0} Y \text{ Sen } \theta + \frac{v_s}{V_0} X \text{ Cos } \theta = C_1 \quad (9)$$

en la cual

C_1 = constante de integración

Y = y/d

X = x/d

La ecuación (9) es la ecuación de la trayectoria de la partícula.

Los valores de C_1 y $\int \frac{u}{V_0} dY$, se determinan para una trayectoria de partícula en cualquier tipo de sedimentador de Alta Rata.

Lo enunciado en este numeral corresponde casi textualmente a los estudios realizados por K. M. Yao en su trabajo denominado "Theoretical Study of High rate sedimentations".

2.2. Sedimentadores de placas planas:

La ecuación del movimiento para flujo laminar, estacionario y uniforme con μ constante y referida a coordenadas rectangulares, siendo "X" la dirección del flujo e "Y" la dirección normal a él, está representada por:

$$0 = -\frac{dp}{dx} + \mu \frac{d^2u}{dy^2} \quad (10)$$

En el movimiento no existe superficies libres de tal modo que las únicas fuerzas son las de presión, pudiendo considerarse a la gravedad compensada por la sustentación (además el gradiente de presión $\frac{dp}{dx}$ se considera con signo negativo).

La figura 2 representa un sedimentador de alta rata de placas planas, separadas entre sí por una distancia "d" y una longitud "l".

El eje coincide con la lámina del fondo.

La dimensión en el sentido z es bastante grande comparada con d en tal forma que no influye en el régimen de flujo laminar.

De la ecuación (10) obtenemos:

$$\frac{d^2u}{dy^2} = \frac{1}{\mu} \frac{dp}{dx} \quad (11)$$

Integrando esta ecuación tenemos:

$$\frac{du}{dy} = \frac{1}{u} \frac{dp}{dx} y + C_2 \quad (12)$$

en la cual:

C_1 = constante de integración

y $\frac{dp}{dx}$ permanece constante por los considerandos indicados anteriormente.

Una nueva integración conduce a:

$$u = \frac{1}{2u} \frac{dp}{dx} y^2 + C_1 y + C_2 \quad (13)$$

Para determinar el valor de las constantes de integración C_1 y C_2 establecemos las condiciones de contorno:

$$u = 0, \text{ cuando } y = 0 \quad (14)$$

$$u = 0, \text{ cuando } y = d \quad (15)$$

Sustituyendo en la ecuación (13) los valores de la ecuación (14) obtenemos:

$$C_2 = 0 \quad (16)$$

con los valores de la ecuación (15) obtenemos:

$$0 = \frac{1}{2u} \frac{dp}{dx} d^2 + C_1 d \quad \text{y} \quad C_1 = -\frac{1}{2u} \frac{dp}{dx} d \quad (17)$$

Luego la distribución de la velocidad será según (13), (16) y (17)

$$u = \frac{1}{2u} \frac{dp}{dx} - y^2 \frac{1}{2u} \frac{dp}{dx} dy$$

$$u = \frac{1}{2u} \frac{dp}{dx} (y^2 - d y) \quad (18)$$

La velocidad media en el sedimentador es:

$$V_0 = \frac{\int_0^d \frac{1}{2u} \frac{dp}{dx} (y^2 - y - d) dy}{d} \quad (19)$$

$$V_0 = \frac{1}{2u} \frac{dp}{dx} \left(\frac{d^3}{3} - \frac{d^2}{2} \right) = - \frac{1}{12u} \frac{dp}{dx} d^2 \quad (20)$$

La ecuación de flujo laminar en un sedimentador de placas planas y paralelas, será igual a la ecuación (18) dividida para la (20).

$$\frac{u}{V_0} = \frac{\frac{1}{2u} \frac{dp}{dx} (y^2 - d.y)}{-\frac{1}{12u} \frac{dp}{dx} = d^2} = 6 \left[\frac{Y}{d} - \frac{Y^2}{d^2} \right] \quad (21)$$

Sustituyendo en esta la ecuación (9a), se obtiene

$$\frac{u}{V_0} = 6[Y - Y^2] \quad (22)$$

Sustituyendo esta ecuación en la (9)

$$\int 6[Y - Y^2] dY - \frac{V_s}{V_0} Y \text{ Sen } \theta + \frac{V_s}{V_0} X \text{ Cos } \theta = C_1$$

e integrando obtenemos

$$6 \left[\frac{Y^2}{2} - \frac{Y^3}{3} \right] - \frac{V_s}{V_0} Y \text{ Sen } \theta + \frac{V_s}{V_0} X \text{ Cos } \theta = C_1 \quad (23)$$

Ecuación que representa la trayectoria de una partícula en suspensión cuando existe flujo laminar en un sedimentador de placas planas. Para obtener el valor de la constante C_1 utilizamos $X = L$; $Y = 0$ que sustituidos en la ecuación (23) nos da:

$$C_1 = \frac{V_s}{V_0} L \text{ Cos } \theta \quad (24)$$

Valor que al ser sustituido en (23) nos da la ecuación de la familia de curvas

$$6 \left(\frac{Y^2}{2} - \frac{Y^3}{3} \frac{V_s}{V_0} \right) Y \text{ Sen } \theta + \frac{V_s}{V_0} (X - L) \text{ Cos } \theta = 0$$

Al aceptar la curva límite representada en la figura 2, si $X = 0$ $Y = 1$ (25)

$$1 = \frac{V_s}{V_o} (\text{Sen } \theta + L \text{ Cos } \theta) \quad (26)$$

$$S = 1$$

Ecuación que indica que el rendimiento del sedimentador se puede representar por un parámetro que lo denominaremos "S" y que para sedimentadores de placas planas es igual a la unidad. Cualquier partícula que tenga un valor de "S" mayor o igual a la unidad será removida.

La trayectoria límite de una partícula para placas horizontales se representa en la figura 3.

2.3 Carga Superficial

En el diseño de sedimentadores normales o de alta rata se considerará como parámetro de diseño la carga por unidad de superficie, la cual representa la velocidad crítica de caída de una partícula.

Teóricamente cualquier partícula con velocidad igual o mayor a la crítica será automáticamente removida.

Teóricamente cualquier partícula con valor de "S" de 1 o más, será totalmente removida en un sedimentador de placas planas.

De la ecuación (26)

$$V_s = \frac{SV_o}{\text{Sen } \theta + L \text{ Cos } \theta}$$

y expresando la carga superficial en m³/m²/día

$$q = \frac{864 SV_o}{\text{Sen } \theta + L \text{ Cos } \theta} \quad (27)$$

2.4 Influencia de la Longitud:

La partícula crítica tendrá una velocidad de caída, expresada por

$$\frac{V_s}{V_o} = \frac{S}{\text{Sen } \theta + L \text{ Cos } \theta} \quad (28)$$

Graficando V_s/V_o y L para diferentes inclinaciones se obtiene la familia de curvas indicadas en la figura (4).

De la ecuación (27) podemos obtener el valor de la relación de la longitud ideal de sedimentación con flujo laminar.

$$L = \frac{1}{\text{Cos } \theta} (864 S V_o - \text{Sen } \theta) \quad (29)$$

Imponiéndose la separación entre placas se puede obtener la longitud real de sedimentación $l = L \cdot d$. (30)

En esta longitud de sedimentación "l" debe producirse únicamente flujo laminar. Diversos autores han demostrado que el rendimiento es inversamente proporcional al número de Reynolds, recomendando que se utilicen $Re \leq 500$ o aún $Re \leq 150$.

En las zonas de entrada del sedimentador se produce flujo turbulento con un número de Reynolds mayor aún a 25.000, necesiéndose establecer una zona de transmisión en la cual se obtenga un cambio paulatino de flujo turbulento a laminar. Esta longitud "le" puede estimarse para sedimentadores de placas paralelas (como mínimo) en:

$$le = 0,035 d Re \quad (31)$$

Diferentes autores recomiendan tomar un valor de $L = 20$, como mínimo, o el correspondiente que resulta tal cálculo de $L = 1 + le$, ecuación en la cual los valores de "l" y "le" están dados por las ecuaciones (29) y (31).

2.5 Influencia de la inclinación de la lámina:

Obteniendo la segunda derivada de la ecuación (28) con respecto a θ se obtiene la siguiente ecuación:

$$\frac{d^2 \frac{V_s}{V_o}}{d\theta^2} = \frac{2S(\text{Cos } \theta - L \text{ Sen } \theta)^2}{(\text{Sen } \theta + L \text{ Cos } \theta)} + \frac{S}{\text{Sen } \theta + L \text{ Cos } \theta} \quad (32)$$

Se obtiene el máximo rendimiento para un ángulo θ de $2^\circ.57$, cuando se utiliza un valor de $L = 20$.

En la figura 5 se detalla la familia de curvas que relacionan eficiencia con longitud relativa para diversas inclinaciones.

2.6. Eficiencia de remoción fraccionaria:

Como se ha indicado anteriormente cualquier partícula que tenga un valor de S igual o mayor a la unidad será teóricamente removida en un sedimentador de placas paralelas; y las partículas que tengan un valor "S" menor a la unidad serán removidas parcial-

mente en el sedimentador, este último enumerado es llamado remoción fraccionaria. (Fig. 6).

La eficiencia fraccionaria será:

$$\int_0^y \frac{udy}{V_0} = \int_0^y \frac{u}{V_0} dY = \int_0^y 6(Y-Y^2)dY = 3Y^2 - 2Y^3 \quad (33)$$

y al sustituir las $X = 0$ e $Y = Y$.

Se obtiene el siguiente resultado:

$$3y^2 - 2y^3 - \frac{V_s}{V_0} Y \text{ Sen } \theta + \frac{V_s}{V_0} X \text{ Cos } \theta = C_1 \quad (34)$$

$$3y^2 - 2y^3 - \frac{V_s}{V_0} Y \text{ Sen } \theta + \frac{V_s}{V_0} X \text{ Cos } \theta = 3Y^2 - 2Y^3 - \frac{V_s}{L_0} Y \text{ Sen } \theta \quad (35)$$

para $X = L$ $Y = 0$, se obtiene

$$E = \frac{V_s}{L_0} L = S \quad (36)$$

En la figura (7) se representa las curvas de remoción fraccionaria de sedimentadores de placas planas paralelas.

CAPITULO III

EXPERIMENTACION CON SEDIMENTADORES DE PLACAS PLANAS:

3.1. Antecedentes:

La Empresa de Teléfonos, Agua Potable y Alcantarillado de la ciudad de Cuenca – Ecuador, estudió las siguientes alternativas técnico-económicas para la ampliación de la planta de tratamiento de agua potable.

- 1) Utilización de plantas compactas (Patentadas)
- 2) Utilización de métodos de tratamiento convencionales.

- 3) Utilización de nuevos métodos de tratamiento (con la asesoría de la O. M. S.), utilizando dosificación con sistemas de saturación, sedimentadores de alta rata, y filtros dobles de alta rata declinable.

Al realizar los estudios de la 3ra. alternativa, se encontró insuficiencia de datos técnicos, por lo cual se procedió a seleccionar y determinar experimentalmente las operaciones unitarias y los parámetros de diseño de las diferentes unidades de tratamiento, con un doble objeto:

- 1) Obtener los diferentes parámetros de diseño específico para el agua a tratarse.
- 2) Justificar plenamente los criterios de diseño ante los organismos nacionales, para aprobación del proyecto y ante las instituciones financieras internacionales.

En lo relacionado con sedimentación se construyeron dos sedimentadores pilotos, el segundo de ellos tiene las características detalladas en la figura (8).

En estos sedimentadores pilotos a escala natural se realizaron los siguientes ensayos:

- 1) Rendimiento de los diferentes tipos de sedimentadores de alta rata, problemas constructivos y costo de cada solución, con objeto de seleccionar el proceso más económico.
- 2) Una vez definido el sistema más ventajoso, el determinar sus parámetros de diseño por medio de:
 - a) Influencia de la inclinación de las celdas en el rendimiento del sedimentador.
 - b) Influencia de la longitud relativa en el rendimiento del sedimentador de placas planas paralelas con una inclinación de 60°.
 - c) Longitud de transición y curva real de velocidades.
 - d) Influencia de la coagulación en el rendimiento de un sedimentador de placas planas paralelas, con una inclinación de 60°.
 - e) Influencia de corrientes secundarias cinéticas, viento, densidad.
 - f) Problemas constructivos.
 - g) Problemas de operación y mantenimiento.

3.2. Características del agua:

Las fuentes de aprovisionamiento son de origen superficial, con tales características: físicas, químicas y bacteriológicas, que de acuerdo con las normas no requieren tratamiento correctivo, salvo desinfección el 76% del tiempo.

Se ha realizado análisis periódicos durante 20 años y diariamente el último año. Se detallan las características que influyen en el proceso de tratamiento.

CARACTERISTICA	V A L O R			UNIDAD
	MINIMO	MEDIO	MAXIMO	
Temperatura	8	11.2	13	°C
Color aparente	10	3.4	600	EC
Color real	0	2.8	12	EC
Turbiedad	6	20.9	500	p. p. m.
p.H.	6.5	7.4	7.9	
Alcalinidad	28	47.3	61	p. p. m.
Dureza	27	45.9	98	p. p. m.
Hierro soluble	0	0,1	1,2	p. p. m.
Hierro coloidal	0	0,17	2,0	p. p. m.
Hierro total	0	0,25	3,2	p. p. m.
Anhidrido carbónico	0	1	3,5	p. p. m.
Nº total de gérmenes	890	8.758		75.000
M. P. N.	3	396		1.400

3.3. Ensayos de rendimiento de los diferentes tipos de sedimentadores de alta rata:

El rendimiento de sedimentadores de alta rata se caracteriza por la ecuación siguiente, que define el valor de "s".

$$S = \frac{V_s}{V_o} (\text{Sen } \theta + L \text{ Cos } \theta)$$

Los valores teóricos de "S" para diferentes sedimentadores de acuerdo a su prioridad y eficiencia, son:

CUADRO N° 1

TIPO DE SEDIMENTADOR	VALOR DE S	OBSERVACIONES
1) Placas paralelas planas	1	
2) Placas paralelas onduladas	1,20* - 1,46*	Dependiendo de la forma de lámina
3) Tubos	1,33 - 1,42*	Dependiendo de la forma de trabajo de la tubería.

(*) Valores aproximados.

Como primer ensayo se procedió a determinar experimentalmente el rendimiento de cada tipo de sedimentador, para lo cual se utilizó placas paralelas de madera, con $d = 5$ cm. y $L = 20$, inclinación de 60° , tubería de plástico rígido (PVC) de $\phi = 2''$; y planchas ondulantes de zinc galvanizado, con un radio de 5 cm., se obtuvieron los resultados indicados en la lámina 9.

Los ensayos justificaron plenamente la teoría expuesta por el Sr. Yao, y los valores teóricos enunciados en el cuadro N° 1.

Al realizar el estudio de factibilidades económicas para cada alternativa de solución en pre-diseño, se obtuvieron los resultados siguientes.

CUADRO N° 2

Relaciones económicas entre sedimentadores de alta rata de diversos tipos.

TIPO DE SEDIMENTADORES	COSTO POR LTS/SEG. \$ U.S.	RELACIONES DE COSTO
1) Alta rata de placas paralelas	70	1
Placas onduladas	89	1,30
Tubería	180	2,60
2) Sedimentadores ordinarios	230	3,30

En vista de los resultados económicos obtenidos y considerando además las facilidades de construcción. Es recomendable para las condiciones económicas del Ecuador, la utilización de sedimentadores de placas planas para proyectos medianos o grandes, y para

proyectos pequeños o proyectos rurales la utilización de placas onduladas, que aunque tengan en general un rendimiento técnico inferior a los sedimentadores de tubos, por su facilidad de construcción y por valor económico son más ventajosos.

Seleccionado el proyecto de sedimentadores de placas planas como el más ventajoso desde los puntos de vista, tanto técnico como económico, se procedió a realizar ensayos justificativos y comprobatorios de todos los parámetros y características de diseño de los sedimentadores.

3.4. Influencia de la inclinación en el rendimiento de sedimentadores de placas planas.

Más con fines comprobatorios y teóricos que con finalidad práctica, se realizaron estos ensayos, cuyos resultados se detallan en la lámina 10. Resultados que demuestran que la teoría expuesta por K. M. Yao se cumple a cabalidad en la práctica para este tipo de sedimentadores (comparar los resultados de la lámina 4 con la 10). Por ensayos posteriores y trabajos de investigación previa, realizada en otros países, se determinó la conveniencia de utilizar una inclinación de 60°.

3.5. Influencia de la longitud de la placa en el rendimiento del sedimentador:

Siendo valor de la longitud relativa " $L = 1/d$, y uno de los factores que más importancia tienen en el diseño. Se procedió a realizar ensayos exhaustivos, tanto con placas planas, como con placas ondulantes con una inclinación de 60°.

Los resultados de estos ensayos se detallan en las láminas N° 11 y 12.

3.6. Influencia de la longitud de transición:

Generalmente en la entrada de un sedimentador se produce flujo turbulento con un número de Reynolds sobre los 2.000, requiriendo obtener en el sedimentador de alta rata un flujo laminar con un número de Reynolds relativamente bajo e inferior a 500, y que corresponde a flujo laminar con ondulaciones; es necesario establecer una zona con una longitud de transición l_t .

Nos permitimos recomendar la utilización de los siguientes criterios para el diseño de sedimentadores de placas planas.

- 1) Para determinar el número de Reynolds

$$Re = \frac{4dV_0}{v}$$

- 2) Para determinar la longitud de transición

$$L_t = 0,035 dRe$$

Los valores más desfavorables obtenidos prácticamente se acercan al criterio de longitud de transición establecido por Boussinesque.

En general para un flujo laminar con ondulaciones, las pérdidas de carga son pequeñas y pueden despreciarse en la práctica. (Fórmula de pérdida de carga de Boussinesque).

En lo referente a curvas de velocidades en sedimentadores de placas onduladas, los resultados encontrados en la práctica difieren de los valores teóricos, puesto que se producen desviaciones de la corriente desde las crestas a los valles y que ocasionan un rendimiento inferior al previsto en la teoría.

3.7. Influencia de la coagulación en el rendimiento:

Sin lugar a duda la operación de coagulación – floculación es el factor que mayor influencia tiene en el rendimiento y operación de los sedimentadores, tanto en lo referente a remoción de turbiedad como en la calidad misma del agua.

Puesto que puede regularse la concentración y el volumen del flóculo, variando los criterios de diseño y las prácticas de mezcla y coagulación, especialmente el valor de Gt , para obtener diferentes tamaños de flóculo con diferente concentración.

En general se comprobó que un flóculo grande y esponjoso se sedimenta con dificultad disminuyendo el rendimiento del sedimentador en una forma apreciable, en cambio un flóculo pequeño y compacto, se sedimenta con mayor facilidad.

Se logrará un rendimiento mayor de los sedimentadores al usar polímeros.

En la lámina 13 se representan los ensayos de remoción de turbiedad en función de calidad del flóculo, en sedimentadores de placas planas. Como se puede apreciar comparativamente con la influencia de los otros parámetros, ninguno tiene la importancia que reviste la coagulación y el proceso previo de acondicionamiento del agua.

3.8. Corrientes secundarias:

Por cuanto el sedimentador piloto es pequeño no se produjeron perturbaciones de ninguna índole, debido a corrientes de densidad o perturbaciones por viento; pero se pudo apreciar que los tabiques impiden notablemente las corrientes de densidad y que en caso de producirse perturbaciones por viento, estas no tienen la importancia que revisten en sedimentadores ordinarios.

3.9. Corrientes cinéticas:

Se trató de investigar la influencia que las corrientes cinéticas debidas a los dispositivos de entrada, salida y alteraciones en la zona de sedimentación, puedan tener en el sedimentador.

1) Alteraciones en la zona de entrada:

Al producirse distribución desigual de flujo en la entrada del sedimentador, o cuando las masas de agua entran con un alto gradiente de velocidad crean corrientes cónicas, las cuales originan una distribución no uniforme en las celdas, perturbaciones que pasan a tener mucha importancia cuando la altura de la zona de entrada (h. e.) es menor de la altura de sedimentación y pierden importancia cuando se obtiene una altura de zona de entrada igual a la de sedimentación.

En la lámina 14 se puede apreciar la variación de velocidades al variar la altura de la zona de entrada, con una entrada directa localizada en el centro del sedimentador y con entrada uniforme.

2) Alteraciones en la zona de salida:

La influencia del tipo de estructura de salida afecta en una forma apreciable a la distribución de velocidades en las celdas, como se puede apreciar en la lámina 15, en que se diferencia apreciablemente la forma de trabajo con vertedero de salida triangular (utilizando en algunos de los ensayos para fines de determinación de caudales) y con vertederos de salida rectangulares. Sin embargo en la práctica se tiene vertederos de salida con carga uniforme, por lo que la influencia puede ser relativamente pequeña (de acuerdo a los ensayos), pero se requiere realizar ensayos completos en sedimentadores de alta rata ya construidos para obtener datos exactos sobre la influencia de vertederos de salida con relación a la altura de agua sobre los sedimentadores, y separación entre vertederos.

3.10 Problemas constructivos:

Las láminas a emplearse en sedimentadores de placas planas pueden ser de asbesto-cemento, madera triplex con cola epóxica o marina, aluminio o zinc galvanizado.

El asbesto-cemento tiene la ventaja de ser de bajo precio, inalterable y de fácil colocación. Sin embargo cuando se utilizan planchas de anchos mayores a 1,20, éstas pandean transversalmente lo cual produce ruptura en el centro de los bordes inferiores de la lámina, donde los esfuerzos de tracción son máximos. Sin embargo se ha ensayado la utilización de láminas de dimensiones estandar de 2,44 m. de ancho y de espesores comprendidos entre 0,50 - 1 cm., utilizando un apoyo central. (Fig. 16)

En la preparación de los encofrados de los soportes se ha utilizado tirillas de madera de reacción transversal trapezoidal, al desencofrar se obtiene una ranura nítida en la cual se introduce la plancha. (Fig. 17)

Se ha utilizado también láminas de madera triplex, las cuales hasta un período de un año no han sufrido alteraciones de ninguna índole.

Para placas onduladas se ha utilizado asbesto-cemento, aluminio y zinc galvanizado, con completo éxito.

3.11 Operación y mantenimiento:

En general no se ha tenido problemas de mantenimiento y operación en el sedimentador piloto.

Se ha notado que el manto de flóculos se desliza continuamente hacia la zona de lodos.

La limpieza de las celdas se realiza con relativa facilidad al vaciar el agua del sedimentador y se mejora el proceso con chorros de agua. Al trabajar algún tiempo el sedimentador mejora su rendimiento, pues parece existir una acción de mejoramiento similar a la producida en el lecho de lodos de un sedimentador de flujo vertical. Sería conveniente el estudiar este fenómeno en un sedimentador real, para cuantificar esta acción.

CAPITULO III

CONCLUSIONES:

3.1. Constituyendo la adecuación del agua por medio de mezcla y floculación, el factor que más influencia en el diseño de sedimentadores, se procedió a determinar las condiciones óptimas de:

1) Mezcla:

Determinación de pH óptimo de floculación.

Determinación experimental del gradiente de velocidad y tiempo de retención óptimo.

2) Floculación:

Determinación experimental del tiempo de floculación y gradiente óptimos de velocidad.

3.2. Se seleccionó para los sedimentadores los siguientes criterios de diseño:

- 1) Sedimentadores de alta rata de placas planas paralelas.**
- 2) Cargas superficiales: normal 2 lts/seg/m²**
- 3) Rendimiento mínimo – 80%**
máximo – 92%

- 4) Separación entre placas: 6 cm.
- 5) Longitud relativa de placas: $L = 20$, con una longitud real de 1,22 m.
- 6) Placas de asbesto-cemento, con las siguientes dimensiones:

$$0,8 \times 1,22 + 2,44$$
- 7) Apoyos centrales para evitar pandeo y flexión.
- 8) Apoyos laterales formados por pórticos de $H^{\circ} A^{\circ}$
- 9) Sistema de entrada formado por un vertedero con perforaciones circulares en el fondo con una gradiente de velocidad de 15.
- 10) Sistema de salida formado por canales laterales.

REFERENCIAS

1. K. M. Yao: Theoretical study of high rate sedimentation.
2. Gordon Culp: High-rate Sedimentation in water. Treatment works (1968)
3. Gordon Culp: Tube clarification process, operating experiences (1969)
4. David Wolf: Residence Time distribution in real Systems.
5. Jorge Arboleda: Sedimentadores de alta rata (1970)
6. Hansen-Cup: Applying Shallow Depth Sedimentation theory (1968)
7. Camp: Sedimentation and the Design of Settling Tanks (1946)
8. Streetes: Mecánica de los fluidos
9. Bird: Mecánica de transporte.
10. Jorge Arboleda: Manual sobre nuevos conceptos de diseño de Plantas de Tratamiento para América Latina. (1972)
11. Universidad del Valle: Diseño de mejoras en Plantas de Tratamiento de Agua Potable. (1970)
12. Universidad de Medellín: Diseño Hidráulico de Plantas de Tratamiento. (1969)
13. Universidad Central de Quito: Nuevos criterios de diseño de Plantas de Tratamiento. (1972)

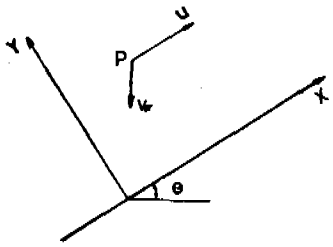


FIG. 1

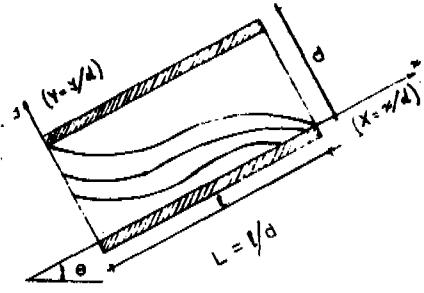


FIG. 2

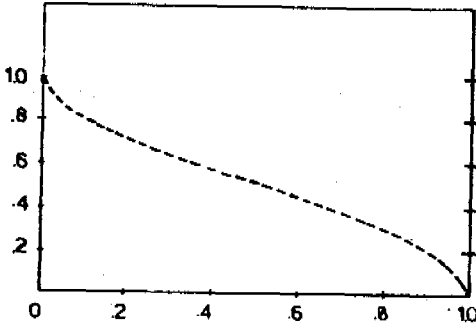


FIG. 3

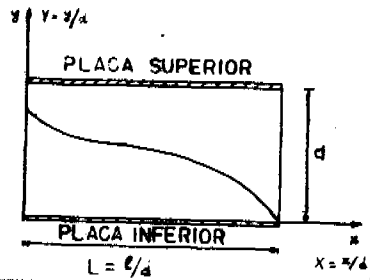
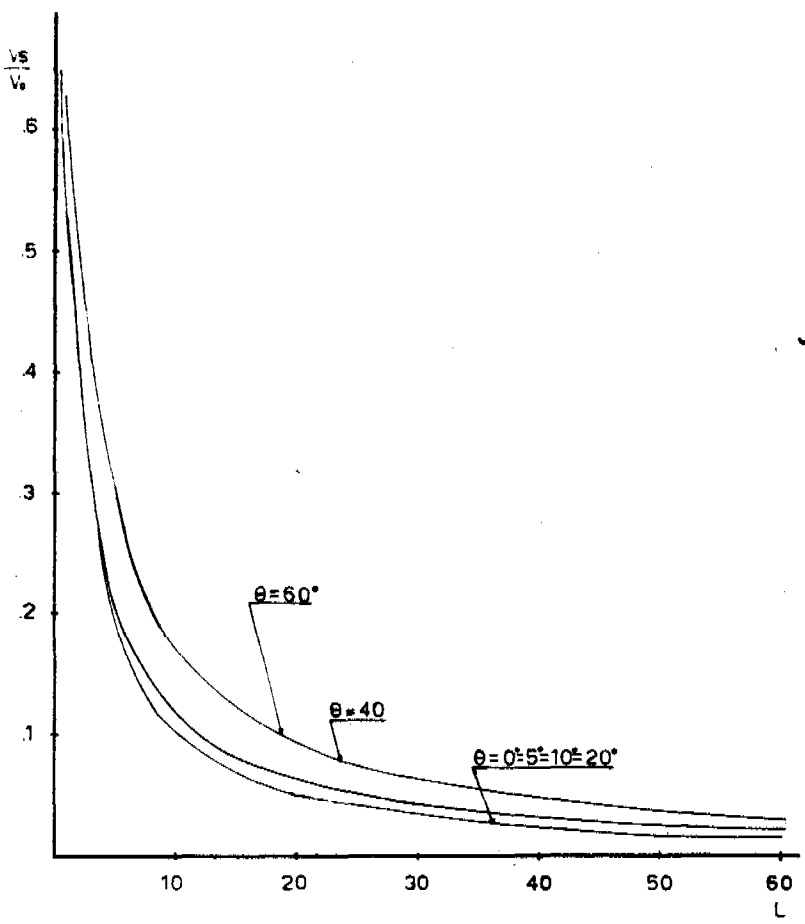
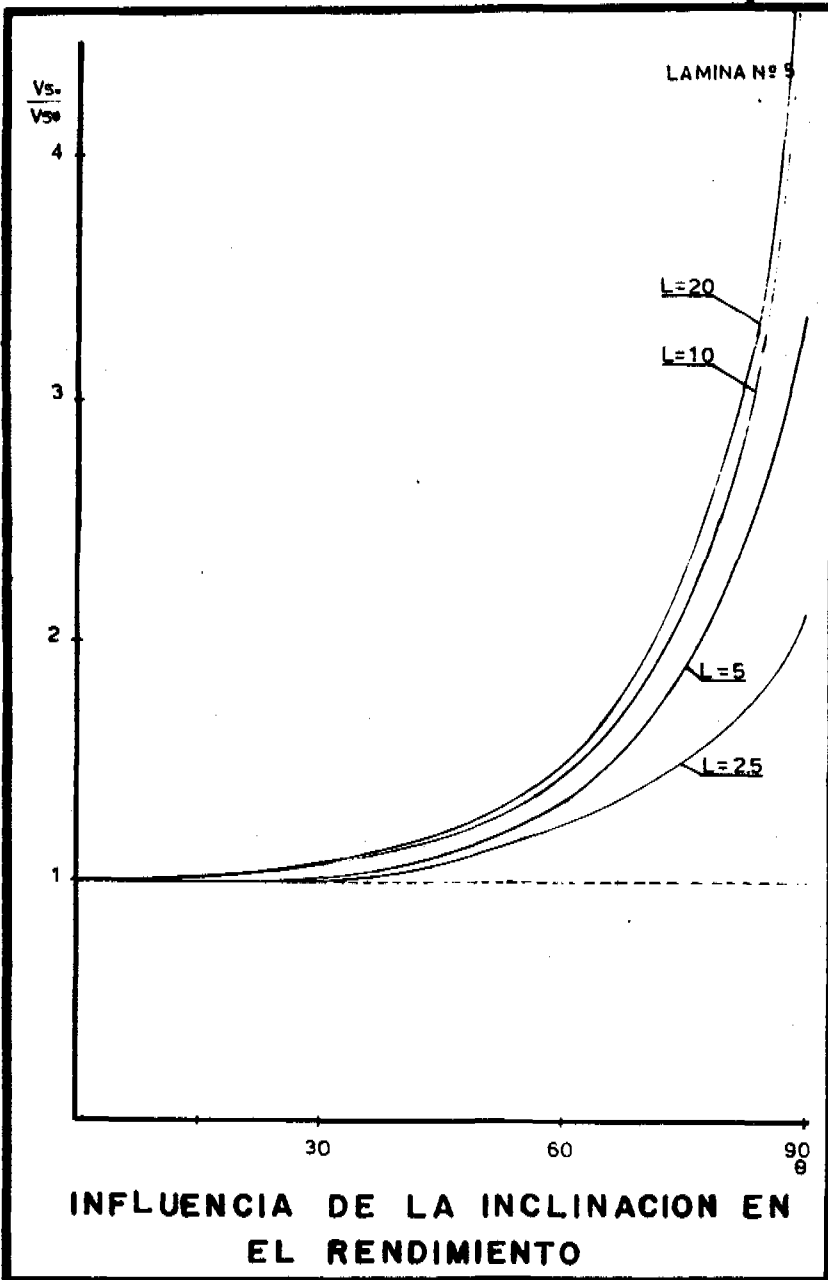
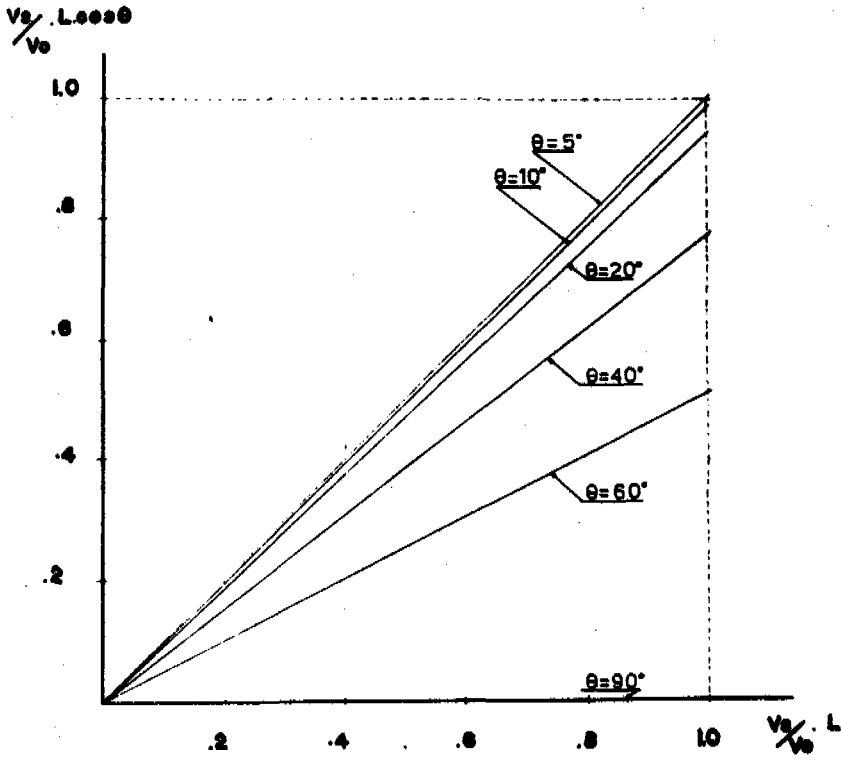


FIG. 6



PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA POTABLE
PARA CUENCA "SEDIMENTADOR DE PLACAS PL
NAS."



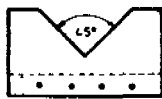
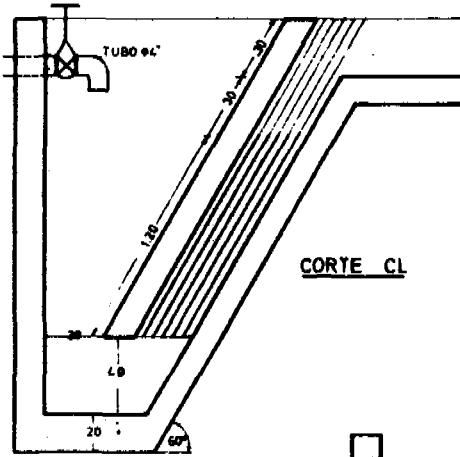
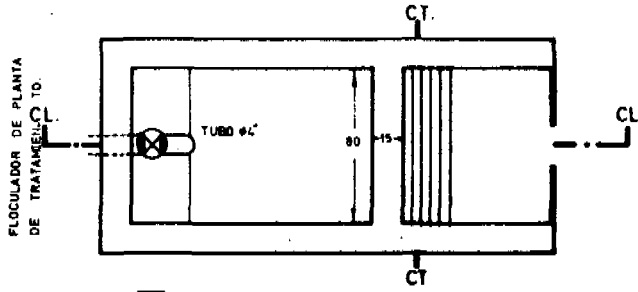


INFLUENCIA DE 'S' E INCLINACION
EN LA EFICIENCIA

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA POTABLE PARA CUENCA.

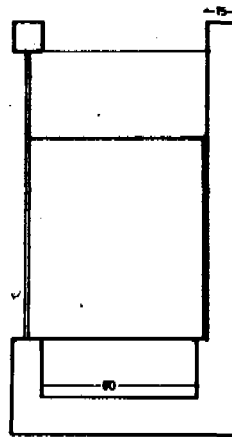
LAMINA Nº 8

PLANOS DEL SEDIMENTADOR PILOTO.

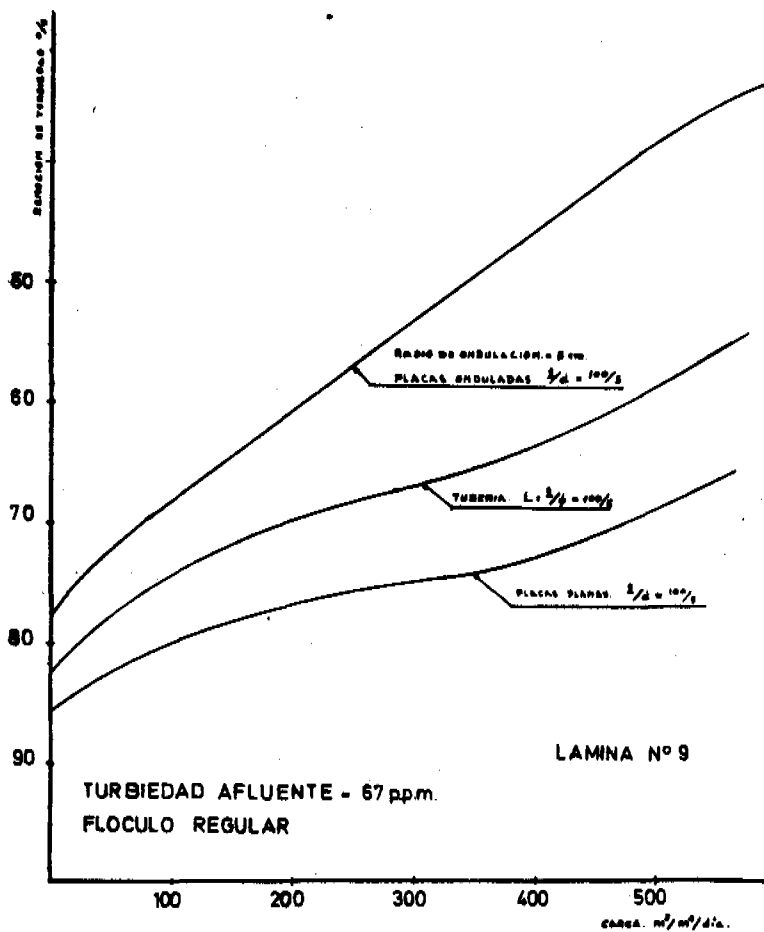


VERTEDERO METALICO.

VENTANA DE OBSERVACION.



CORTE CT.



PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA POTABLE PARA CUENCA.

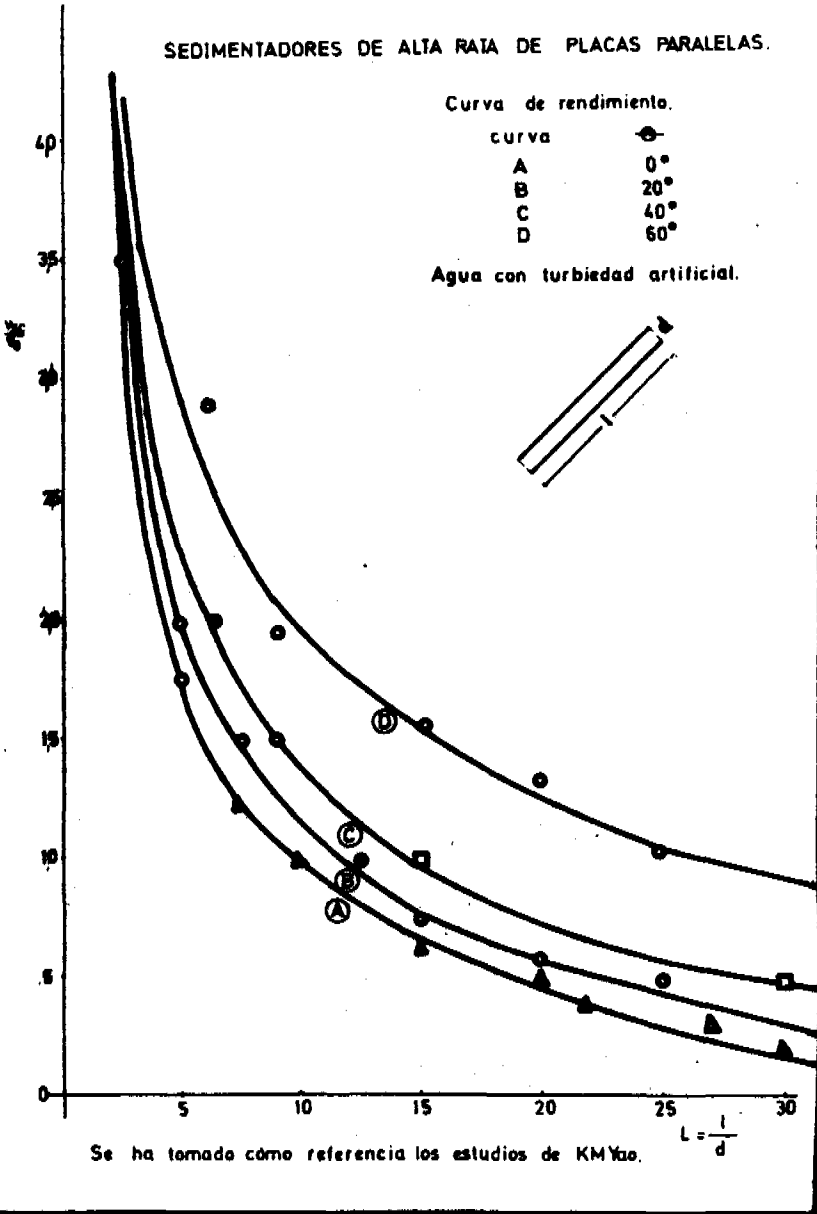
LAMINA Nº 10

SEDIMENTADORES DE ALTA RATA DE PLACAS PARALELAS.

Curva de rendimiento.

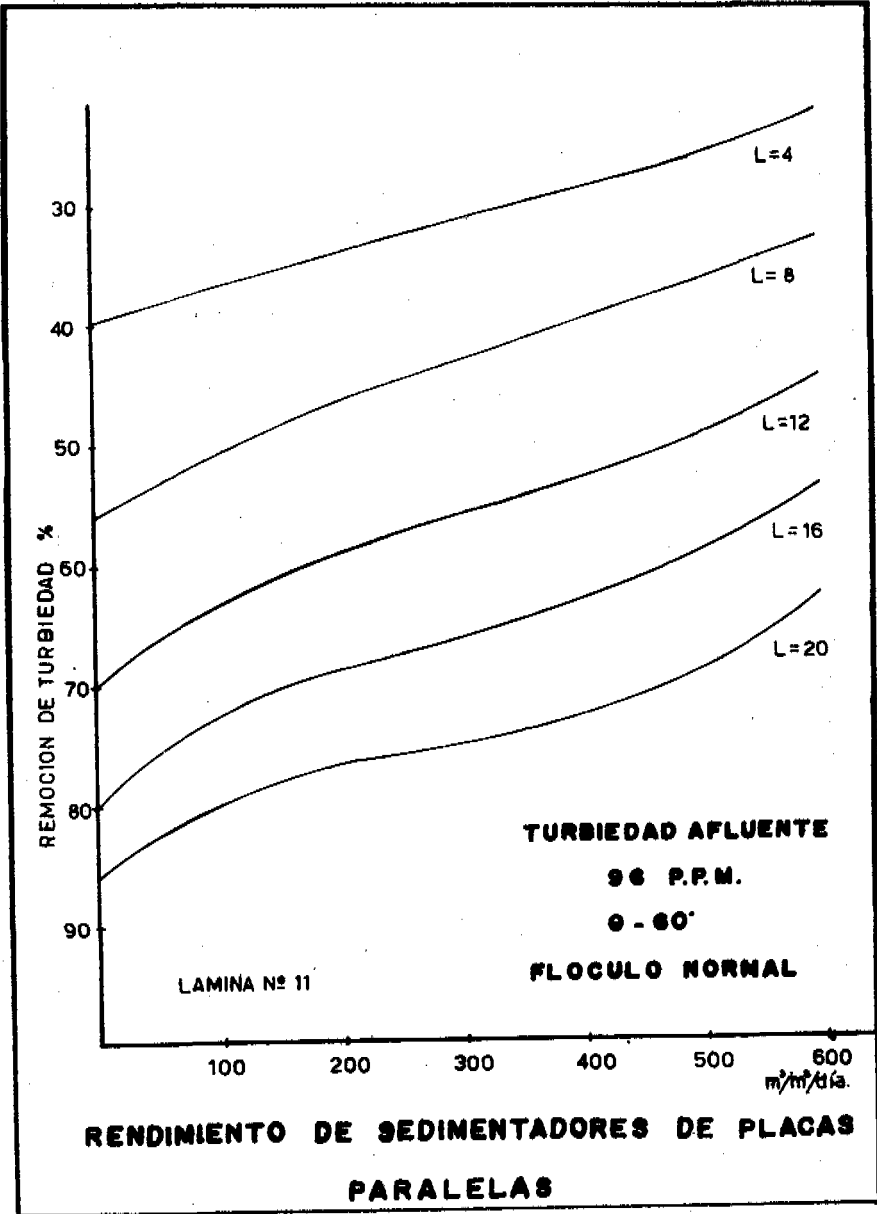
curva	ángulo
A	0°
B	20°
C	40°
D	60°

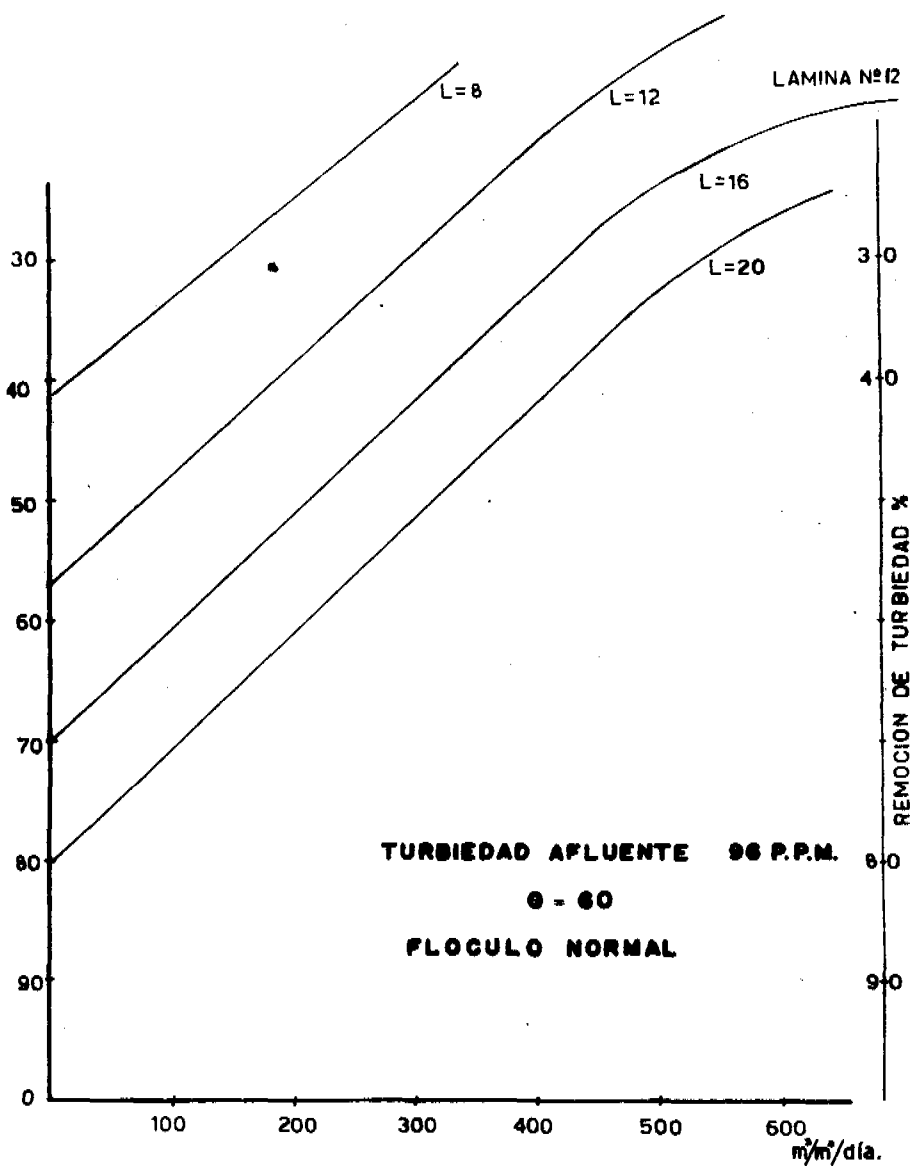
Agua con turbiedad artificial.



Se ha tomado como referencia los estudios de KMYao.

$$L = \frac{l}{d}$$

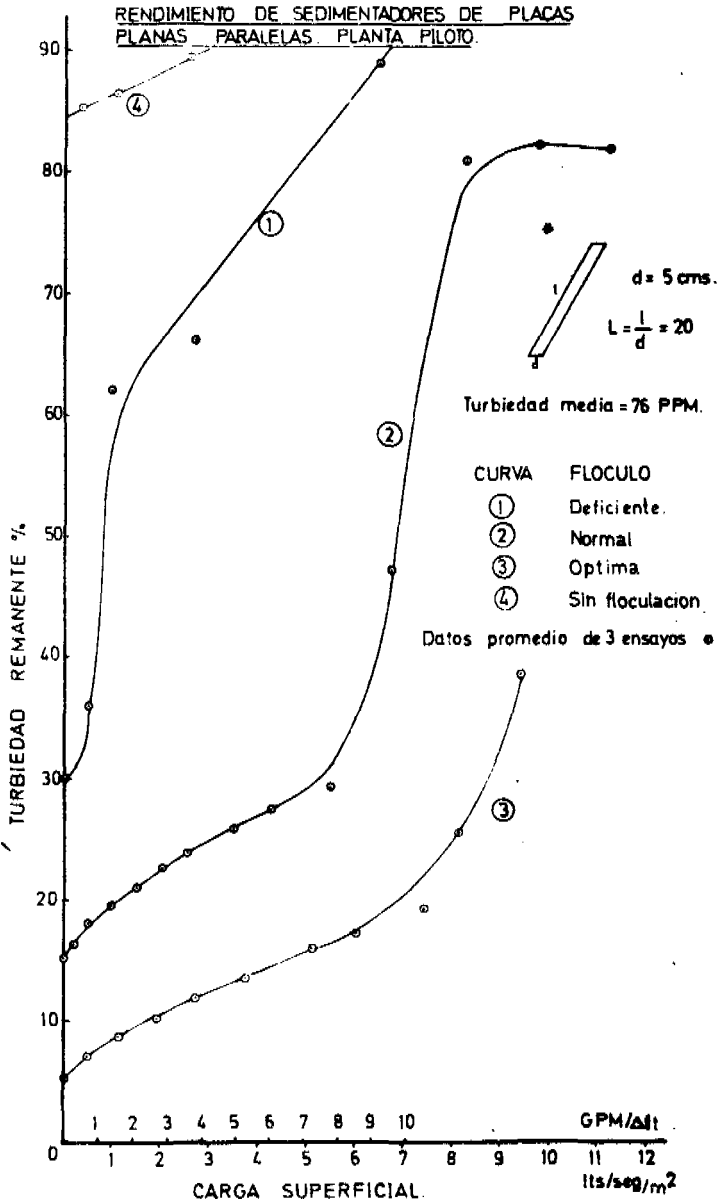




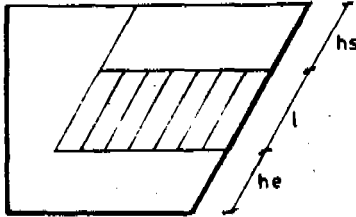
RENDIMIENTO DE SEDIMENTADORES DE PLACAS
ONDULADAS

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA POTABLE PARA CUENCA.

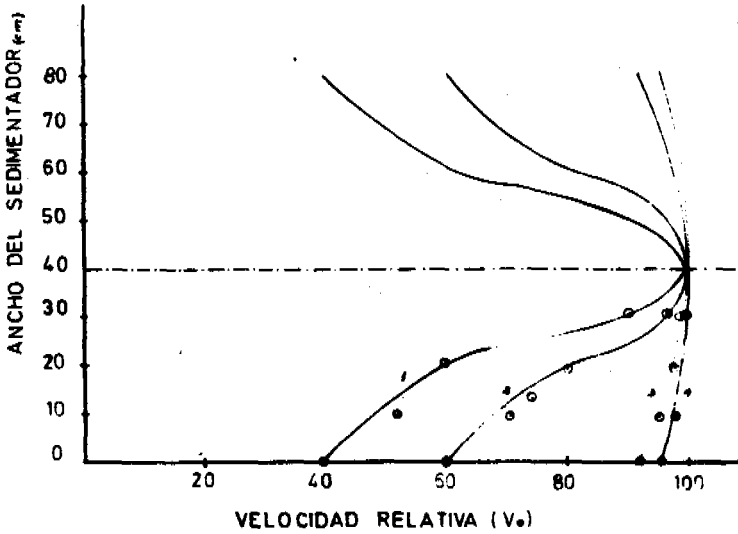
LAMINA Nº 13



INFLUENCIA DE LA ZONA DE SALIDA



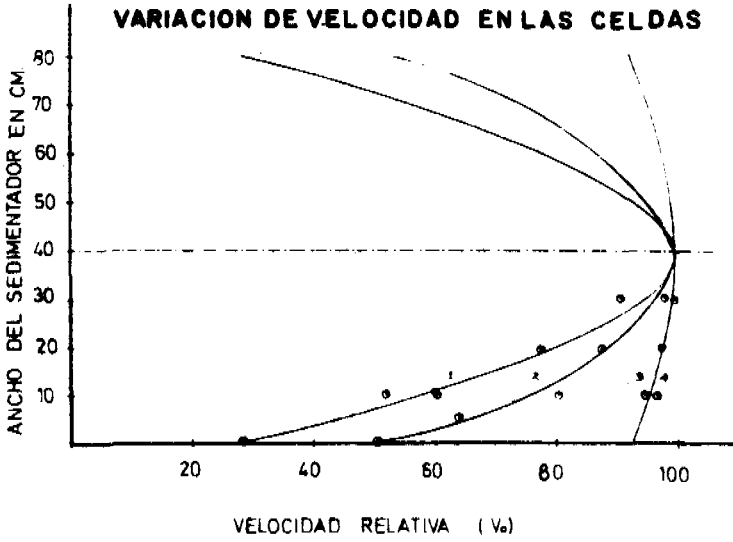
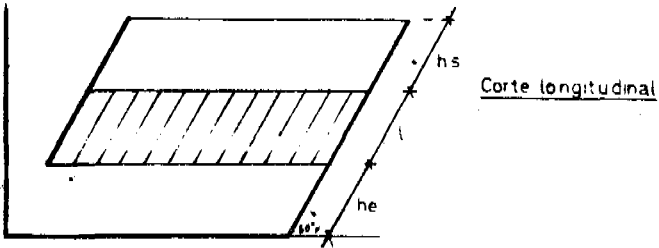
VARIACION DE VELOCIDAD EN LAS CELDAS



CURVA	RELACIONES	TIPO DE SALIDA
1	$h_s = \frac{1}{2} l$	VERTEDERO TRIANGULAR
2	$h_s = \frac{1}{3} l$	VERTEDERO TRIANGULAR
3	$h_s = l$	VERTEDERO TRIANGULAR
4	$h_s = \frac{1}{2} l$	VERTEDERO RECTO

LAMINA N° 14

INFLUENCIA DE LA ZONA DE ENTRADA



NUEVAS TENDENCIAS DE DISEÑO EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS

J. R. Hurtado* y G. Rivas Mijares**

INTRODUCCION

Durante los últimos años se han venido desarrollando, con un muy marcado interés, una serie de técnicas tendientes a optimizar muchos de los procesos utilizados tradicionalmente en el campo del tratamiento de las aguas.

Este trabajo, específicamente, desea presentar algunas de las experiencias obtenidas por los autores en Venezuela a través de la aplicación práctica de tales técnicas en las áreas de la Sedimentación y de la Filtración, para el caso de la clarificación de aguas utilizadas para el abastecimiento de servicios municipales e industriales.

Dentro de este orden de ideas se presentarán, una vez enunciados brevemente ciertos principios que lo sustentan, las experiencias obtenidas con la aplicación de la denominada "Sedimentación Laminar o Sedimentación Tubular" y de la "Filtración de Alta Rata" con lechos mezclados o múltiples; y dentro de tal técnica, las operaciones previas complementarias del acondicionamiento de los afluentes a esos procesos, con el uso de los denominados procoagulantes o ayudantes de coagulación.

Estudios todos llevados a cabo con unidades a escala de laboratorio, a escala piloto, a aún a escalas del prototipo para ciertas secciones del tratamiento, como se verá más tarde en las siguientes secciones de este trabajo. En estos ensayos fue posible conocer sobre ciertas características y el comportamiento hidráulico y físico de las unidades experimentales, similares al conjunto prototipo para obtener así resultados considerados como plenamente representativos.

ANTECEDENTES

Es bien conocido el creciente uso de los ayudantes de coagulación (procoagulantes) para lograr un mejor acondicionamiento de las partículas flocculantes que, pudiéramos decir, sintetizan dentro de la tecnología convencional del tratamiento de clarificación de las aguas, la eficiencia en la remoción de coloides. En donde, una vez lograda la destabilización del coloide —coagulación— producida por la compresión de la doble capa eléctrica

* Profesor Asociado, Dpto. de Ingeniería Sanitaria, Universidad Central de Venezuela. Ingeniero Consultor de Ingeniería Sanitaria.

** Profesor Titular de las cátedras de Tratamientos del Agua, Dpto. de Ingeniería Sanitaria, Universidad Central de Venezuela.

que rodea el núcleo de la partícula (reducción de su potencial electrocinético o electro-neutralización), se tiende a lograr la aglomeración de las partículas —floculación— a través de un proceso de transporte en donde el movimiento Browniano, la dinámica hidráulica y las fuerzas de Van der Waals, entran en juego por razones del transporte mismo de las partículas; y en donde estos fenómenos quedan normalmente promovidos a través de la hidrólisis de iones metálicos de especies con hidrólisis multinuclear soluble (probablemente polímeros lineales).

La consecuente adsorción de las especies hidrolizadas en la interfase entre el sólido y la solución, resultan así en la neutralización antes citada para la destabilización de la partícula (1); y generalmente, la adición del álcalis necesario para lograr la formación del polímero hidratado con preferencia al mayor número de valencias positivas.

En el caso más reciente con la utilización de los procoagulantes, se tiende a cambiar además de la densidad, la resistencia de los flóculos a los esfuerzos de corte y a la propia filtrabilidad de los mismos.

La utilización de muy pequeñas dosis de polielectrolitos o sílice activada (11), que además, pueden tener un efecto muy favorable sobre las propiedades físicas y químicas del flóculo, en contraste con los factores físicos que puedan tener sólo efectos sobre el tamaño del agregado y la distribución del tamaño de los mismos.

Es función importante de los procoagulantes la de producir, además de la densificación, buenas características respecto a la sedimentabilidad de los flóculos y respecto al fortalecimiento o alta resistencia de ellos a la desintegración que impone la acción del esfuerzo de cizallamiento en las operaciones de la filtración.

Es importante citar que, los ayudantes de filtración contribuyen por una parte, a la formación de enlaces fuertes cuando el flóculo es adsorbido en el filtro (la llamada "acción de puente"), y la acción dentro de esta unidad, por la otra, que envuelve el balance del esfuerzo de corte producido por el desplazamiento del fluido en contra del esfuerzo de corte en el flóculo y los esfuerzos atractivos entre el flóculo y el medio filtrante propiamente dicho.

En esto, es de suma importancia comentar más detalladamente la llamada "Teoría del Puente Químico" respecto a la habilidad de las moléculas polímeras (macro-moléculas naturales y sintéticas) en adherirse a la superficie del coloide en uno o más sitios de adsorción con el resto de la molécula que se extiende dentro de la solución.

El segmento puede así interactuar con espacios libres sobre otra partícula coloidal; o eventualmente, adsorberse en otro sitio sobre la superficie original.

Cada molécula polímero puede tener muchos grupos o segmentos que pueden ser potencialmente absorbidos, y que son relativamente libres de interacción mutua. Esto, así, hace incrementar la capacidad de adsorción con el incremento del peso molecular y

el número y tipo de grupos funcionales en la molécula polímera (3) cuando en suspensiones, en donde la región de destabilización se amplía con el incremento del área superficial y la dosis requerida de iones metálicos hidrolizados, puede ser reducida o eliminada con la adición de polímeros sintéticos.

Los acondicionadores de filtración tales como algunos polielectrolitos actúan muy efectivamente cuando son agregados directamente a los filtros para enlazar los flóculos en el propio lecho filtrante, en vez de funcionar como agentes presedimentables. El caso de la sílice activada que con envejecimientos para una fracción de su tiempo de gelación (de un 10% al 25%) (4) para el crecimiento de la micela de sílice, permite reducir la dosis del propio acondicionador.

No debe olvidarse que algunos de los procoagulantes, aun cuando mejoran las propiedades sedimentables y de resistencia de los flóculos, no necesariamente actúan como buenos acondicionadores de la filtración misma (5).

Es de interés recalcar que la importancia en el uso de los modelos a escala de laboratorio y piloto en lo que sobre flóculos y su comportamiento concierne, es el de obtener informaciones no predecibles, por ejemplo, con las "pruebas de jarro" convencionales que por sí mismas no pueden suministrar una buena medida, digamos, que de la filtrabilidad del flóculo.

Es necesario diferenciar entre las condiciones óptimas de sedimentabilidad del flóculo y la fortaleza del mismo en resistir a su desintegración, cuando actúan fuerzas que como las ya citadas hidrodinámicas del sistema, producen esfuerzos de corte durante el proceso de la filtración del fluido (2).

La dosis óptima del coagulante para los procesos de la sedimentación tubular y de la filtración con lechos dobles o mezclados, por otra parte, debe ser estudiada con relación a la producción misma del filtro (eficiencia en la carrera de filtración) en forma optimizada, en donde la producción termina simultáneamente - por razón de irrupción - respecto de la máxima turbiedad aceptada para el efluente, y a la utilización plena de la carga de filtración disponible (6).

En este sentido, a medida que la dosis del coagulante aumenta, la carrera alcanza un máximo (a dosis óptima) de carrera de filtración con valores menores a cada lado de esa concentración del acondicionador (2).

Por otra parte, con el entendido para la separación de partículas discretas de acuerdo con Camp (7), partículas con velocidades V_s mayores a V_0 (que alcanzan el límite del fondo separador de un sedimentador) quedan removidas; y la porción de partículas con velocidades V_s menores a V_0 , quedarán removidas en la proporción V_s/V_0 (8).

Estas últimas partículas pudieran ser completamente removidas si se utilizara un fondo falso o bandeja insertada a la profundidad h (menor a h_0 que corresponde al nivel

donde la partícula V_0 alcanza el fondo) que corresponda al nivel al cual cualquier partícula con velocidad V_s alcance el fondo.

Con partículas no discretas, floculantes en nuestro caso, la profundidad necesariamente influye en presentar oportunidades de aglomeración y por ende, mejorar su velocidad de asentamiento por aglutinamiento y consecuente crecimiento, esto último, demostrando que la remoción de las partículas sedimentables es función de la rata de desbordamiento superficial y de la profundidad del mismo e independiente del período de retención (9).

En vista al beneficio de aplicar el proceso de separación con números de Reynolds muy bajos (bastante menores al límite de 500 para el flujo laminar) en contraste con los correspondientes en sedimentadores convencionales que operan con números de Reynolds de entre 1.000 y 25.000, la "sedimentación llana" nos permitirá así reducir el período medio de residencia a límites muy bajos. En ello, la importancia pues, de utilizar conductos (o tubos) de pequeñas secciones o diámetros ofreciendo condiciones hidráulicas óptimas para la sedimentación.

Se logra con ello, perímetros mojados grandes en comparación con sus correspondientes áreas mojadas, produciéndose números de Reynolds muy bajos (generalmente, en casos extremos, aún por debajo de 100). Por ejemplo, el caso de una tubería circular de diámetro 5 cm con una velocidad de pase a través, del orden de los 20 cm/min (\pm rata de 5 gpm/pie²) que produce ratas de desbordamiento superficial del orden de los 20.000 lpd/m² (\pm 470 gpd/pie²) para tan sólo unos 3 minutos de período de retención.

Estas condiciones cubren así los requerimientos de esa "Sedimentación Llana" con la presencia del flujo laminar y ratas de desbordamiento superficial muy razonables.

El problema de la remoción de los sedimentos, desde sus orígenes un factor limitativo, se ha logrado con una muy definida inclinación de las unidades modulares (tubulares) que a su vez permite que el flujo ascendente se beneficie parcialmente con el atrape producido por el descenso de las masas de floculos que forman el lodo.

La longitud de las unidades tubulares, por otra parte, se pueden escoger en función parcialmente de un porcentaje de reducción de la turbiedad aceptable para lograr un afluente a las unidades filtrantes con una turbiedad que permita producir un efluente final dentro del límite tolerable de turbiedad normativo.

En lo referente a la filtración, la tendencia también muy importante a utilizar lechos mezclados o una operación de las unidades filtrantes en flujo ascendente, que permitan utilizar a plena capacidad la máxima acumulación de las partículas suspendidas en el agua que se clarifica.

La retención específica se incrementa sensiblemente al lograrse una estratificación de las capas granulares del lecho, de mayores a menores tamaños efectivos, con la utilización de tamaños y densidades de los materiales tal que provoque, en el primer caso, una

estratificación invertida (caso por ejemplo de una antracita, arena, granate e ilmenita), con densidades específicas de 1,5 - 2,6 - 4,2 y 4,8, respectivamente); y en el segundo de los casos, el pase también del agua desde los granos más gruesos inferiores hacia los más finos superiores.

En esta forma se puede así limitar la reducción de la porosidad con el incremento del depósito específico del lecho al utilizar éste plenamente en toda su profundidad; y la posibilidad de incrementar el tamaño del grano para reducir el esfuerzo producido sobre el flóculo (por condiciones hidráulicas producidas con el aumento de la pérdida de carga en el sistema) que causa la irrupción de turbiedad en el efluente del filtro. El caudal a través de la unidad, por otra parte, puede ser ajustado para lograr la coincidencia de este pase con la máxima utilización de la carga de filtración disponible (límite por pérdida de carga terminal). Así, la eficiencia en producir efluentes de mejor calidad, con más largas carreras de filtración, a mayores velocidades y aún, recibiendo mayores cargas de sólidos en suspensión.

Es bueno en todo caso señalar que para estos lechos mixtos un cierto grado de intermezcla es beneficioso dentro de ciertos límites y que resulta sólo en una reducción gradual y muy limitada del tamaño efectivo de los granos del lecho. La proporcionalidad de los lechos para cada tamaño de material puede determinarse con las relaciones entre los diámetros y sus porcentajes por volumen del total correspondiente del lecho.

No debe olvidarse, por último, que la filtración también depende de las propiedades físico-químicas de la superficie del grano y del flóculo, y que la irrupción es debida presumiblemente al incremento de volumen de las cápsulas formadas por la acumulación de los flóculos a través del contacto estimulado por la convergencia de las líneas de flujo en las vecindades de las superficies curvadas de los granos y por la contracción de los poros que producen el aumento de la pérdida de carga, con el consiguiente aumento de la velocidad intersticial; y las fuerzas de corte, que así consecuentemente, motivan que un número menor de partículas se adhieran a esas cápsulas.

En todo caso es de interés citar la inconveniencia de operar con muy largas carreras de filtración ya que el flóculo en el lecho, así, envejece cambiando su composición química y otras propiedades que dificultan el ulterior lavado de las unidades filtrantes.

Se han intentado, en los ensayos que de seguida se describen en la parte experimental de este trabajo, estudios comparados con lechos mezclados de diferentes características granulométricas, para optimizar el funcionamiento de la unidad, en el sentido de aumentar su carrera efectiva y obtener paralelamente efluentes con más baja turbiedad y una reducción a la vez del porcentaje de agua utilizada para el lavado de los mismos (10).

PARTE EXPERIMENTAL

INFORMACION GENERAL

Debido a los nuevos procesos y ampliaciones contemplados por el Instituto Venezolano de Petroquímica (IVP) en sus instalaciones de Morón, Venezuela, se requirió incrementar la capacidad de la planta de tratamiento existente desde unos 400 l/s de capacidad de diseño original hasta 900 l/s como capacidad requerida para su futuro inmediato.

En vista a los altos costos estimados de duplicación de la mayoría de las unidades de tratamiento para un sistema convencional, se realizaron una serie de estudios en el sitio mismo de la planta utilizando unidades a escala de laboratorio y piloto con el objeto de definir la conveniencia de aplicar, para las unidades de sedimentación y de filtración existentes, los principios de la sedimentación laminar y de la filtración con lechos mezclados, previo acondicionamiento del afluente a estas unidades. Ello, sin modificar sensiblemente las unidades existentes sino tan sólo en lo que respecta a la capacidad hidráulica para manejar el nuevo gasto contemplado.

En primer lugar es bueno indicar que la planta de tratamiento de agua existente del IVP es del sistema de Manto de Lodo con Escurrimiento Vertical ("Sludge blanket upflow unit").

Las operaciones de floculación y sedimentación con remoción continua de lodos están combinadas en una misma unidad de tratamiento con escurrimiento vertical del orden de 4,0 a 6,8 cm/min (\pm rata de 1,0 a 1,7 gpm/pie²).

La planta dispone a su vez de 4 filtros de dobles celdas operados con velocidad única de control de gastos, con velocidades de filtración del orden de los 8cm/min (\pm rata de 2gpm/pie²).

Para el gasto de 400 l/s la planta ofrecía un efluente de pobre calidad y más aún, que se deterioraba durante la época lluviosa debido al inverso proporcional que se establece entre la turbiedad y la alcalinidad del afluente a la planta.

Ciertas mejoras en el sistema de coagulación y la aplicación de polielectrolitos orgánicos y sílice activada como coadyuvante de la coagulación han permitido la operación sin dificultades en la obtención de un efluente apto para los diferentes fines a los cuales se destina.

Las modificaciones concebidas fueron las de transformar los sedimentadores convencionales existentes en sedimentadores tubulares; y el cambiar los lechos de arena, en lechos mixtos para aumentar el gasto hasta los 900 l/s indicados anteriormente.

Cada sedimentador, es bueno mencionar, trabaja con una carga del orden de los 4.120 lt/m²/hora (\pm 1,7 gpm/pie²) que habrá de ser sustancialmente aumentada para soportar la nueva carga impuesta por el gasto de los 900 l/s. En vista a la presencia de un alto color y turbiedad de las aguas crudas entre 50 y 350 UPC y 272 y 300 UTS, se dio un marcado interés al proceso de preacondicionamiento por tratamiento químico.

La baja alcalinidad del agua proveniente del río Morón (unos 18 mg/l como $C_2 \cdot CO_3$), combinada con la poca capacidad amortiguadora (de "buffer") debido a la baja mineralización (sólidos solubles del orden de 59 mg/l), y además, la presencia del color alto antes citado, hacen que la coagulación con sulfato de aluminio por sí misma sea dificultosa.

La adición de alcalinidad artificial en nuestro caso, no mejora la situación debido a los cambios bruscos de pH hacia el lado alcalino con la consiguiente fijación del color.

El agua proveniente del río Urama por otra parte, tiene un tenor de alcalinidad total más alto que las aguas provenientes del río Morón, factor parcialmente positivo en la coagulación conjunta de ambas aguas.

SELECCION DEL TRATAMIENTO

Para los efectos del preacondicionamiento y de la sedimentación tubular, las pruebas de jarro efectuadas con el agua proveniente del Embalse del río Morón, demostraron ampliamente los siguientes puntos, que:

- a) La adición del Sulfato de aluminio por sí solo no lograba producir un flóculo suficientemente pesado para poder incrementar la capacidad de la planta, sin la construcción adicional de nuevos sedimentadores. Por otra parte, como no se podía aumentar la alcalinidad debido a la fijación del color, la reacción era incompleta y la coagulación muy pobre.
- b) La adición de polielectrolitos (dosis del orden de 0,1 mg/l de "Magnifloc"), redujo la dosis de sulfato de aluminio en un 50% y con la producción de un flóculo excelente.
- c) La aplicación de Sílice activada (11), además de contribuir a la reducción del Sulfato de aluminio, incrementaba notablemente la densidad del flóculo conseguido en combinación con el "Magnifloc".

Las pruebas de jarro efectuadas en muestras provenientes del río Urama indicaron que respondía esencialmente al tratamiento aplicado al agua proveniente del Embalse del río Morón. Puede decirse lo mismo cuando se mezclan las aguas del Embalse del río Morón con las provenientes del río Urama.

ESTUDIO A ESCALA PILOTO

Los estudios a escala piloto según lo ya enunciado, constituyeron el método más apropiado para evaluar la eficiencia de los procesos físicos y químicos utilizados en el tratamiento de las aguas bajo estudio.

La experiencia nos mostró ampliamente que cuando la finalidad buscada es un estudio comparativo y simultáneo de los diversos procesos de tratamiento o combinaciones de dichos procesos, los modelos a escala piloto dan una idea clara y precisa de los ulteriores comportamientos a escala natural de los procesos seleccionados.

Sentado además, que los sistemas de parámetros desarrollados para los procesos físico-químicos utilizados en el diseño de las plantas de tratamiento, no son afectados por la escala del modelo, otro es el caso para los modelos hidráulicos (12) donde hay que atender a la similitud geométrica y dinámica, y que en consecuencia, el modelo y el prototipo aún cuando difieran de tamaño, deben tener la misma forma; y que las velocidades y aceleraciones sean tales que las fuerzas correspondientes estén en una misma relación.

I. MODELO PARA LOS ESTUDIOS DE LA SEDIMENTACION

La figura No. 1 ilustra esquemáticamente el arreglo adoptado en la planta a escala piloto para verificar, en forma continua, la optimización de los procesos físico-químicos e hidráulicos correspondientes a los pretratamientos estudiados y a la sedimentación laminar con tubos inclinados.

El agua entra a las cámaras de mezcla rápida donde se aplican las sustancias químicas de acuerdo a la secuencia más conveniente indicada por las pruebas de jarro. Después pasa al floculador para los efectos del acondicionamiento del floculo y por último pasa al sedimentador tubular.

Este último consta de una parte vertical o "plenum" en donde las partículas floculantes continúan creciendo. En este plenum tiene lugar la acumulación de los sedimentos extraídos en forma continua. La sección vertical está constituida por tubos inclinados con la misma sección y longitud de los usados en los módulos a escala de planta, evitándose así las distorsiones hidráulicas introducidas por los modelos a escala.

El efluente del sedimentador se recoge en la descarga del vertedero ubicado en la parte superior de la sección inclinada.

Los parámetros utilizados fueron:

Sección transversal de los tubos inclinados	25 cm ²
Longitud de los tubos	60 cm
Número de tubos	2
Carga en la base del plenum	15, 4 cm/min (± 3,85 gpm/pie ²)

Caudal a través de la planta piloto	49 l/h
Mezcla rápida (en cada mezclador)	1 min
Floculador (período residencia media)	10 min
Periodo retención en los tubos inclinados	3,7 min

Las Figuras Nos. 2 y 3 resumen los resultados correspondientes.

INTERPRETACION DE SUS RESULTADOS

Las experiencias efectuadas en muestras discretas dieron los siguientes resultados:

1. Tanto las aguas procedentes del Embalse del río Morón como las del río Urama respondieron al mismo tratamiento consistente en:
 - a) Coagulación con sulfato de aluminio seguido de un polielectrolito orgánico tal como el "Magnifloc".
 - b) La adición de sílice activada aumentó la densidad del floculo promoviendo una rápida sedimentación.
2. Es importante la secuencia seguida en la aplicación de las sustancias químicas, observándose que conviene aplicarlas en el siguiente orden:

Sulfato de Aluminio
Sílice activada
"Magnifloc"

3. Conviene prever un intervalo de un minuto en la sucesiva aplicación de las sustancias químicas antes citadas.
4. El período de retención para los procesos de floculación y sedimentación fue de 10 minutos para cada uno de ellos, resultando la turbiedad y el color del agua tratada, sensiblemente por debajo de los máximos aceptables para constituir el afluente al proceso final de la filtración.

Basado en los resultados anteriores se procedió a efectuar pruebas continuas en la planta piloto bajo las siguientes condiciones:

- A. Afluentes a la planta piloto:
 - a) Agua proveniente del Embalse del río Morón en un 100%.
 - b) Agua proveniente del río Urama en 100%.
 - c) 50% del agua proveniente del Embalse del río Morón y 50% de la del río Urama.

B. Tratamientos aplicados:

- a) Sulfato de aluminio en dosis de 40 mg/l y "Magnifloc" en dosis de 0,1 mg/l.
- b) Sulfato de aluminio en dosis de 40 mg/l, Sílice activada 3 mg/l y "Magnifloc" 0,1 mg/l.
- c) Sulfato de aluminio 30 mg/l, Sílice activada 3 mg/l "Magnifloc" 0,1 mg/l.

En este caso se recirculó un 25% del flóculo sedimentado.

- C. La planta piloto se operó a un gasto de 49 litros por hora. Este gasto produce una carga de unos 15,40 cm/min (rata de $\pm 3,85$ gpm/pie²) en la base de los tubos inclinados, igual a la carga superficial que experimentarán los sedimentadores de la planta de tratamiento de Morón para el nuevo gasto de diseño de 900 litros por segundo.
- D. La descarga de los lodos se efectuó a razón de 2,5 a 3,0% del gasto afluente a la planta piloto.
- E. La turbiedad del efluente de la planta piloto se mantuvo por debajo de las UTJ exigidas cuando la sílice activada y el "Magnifloc" se usaron como coadyuvantes de la coagulación.
- F. A la carga superficial de diseño de 15,4 cm/min (rata de $\pm 3,85$ gpm/pie²) la sola aplicación de "Magnifloc" como coadyuvante de la coagulación, no produjo un efluente por debajo de 10 UTJ de turbiedad.
- G. La aplicación del tratamiento seleccionado a la mezcla de las dos aguas en estudio produjo un efluente de excelente turbiedad para los fines de la filtración.

De acuerdo a lo anterior, puede decirse que:

- a) Las aguas provenientes del Embalse del río Morón y del río Urama, separadamente o mezcladas, responden excelentemente al tratamiento seleccionado para los efectos de la coagulación.
- b) La introducción de dispositivos que produzcan un flujo laminar en los sedimentadores existentes, permite incrementar la carga superficial a los límites de 15,4 cm/min ($\pm 3,85$ gpm/pie²).
- c) El incremento de carga superficial permite que los sedimentadores existentes operen eficientemente con el gasto de diseño de los 900 litros por segundo asignados.
- d) Al efecto se recomienda desviar el flujo ascendente de los sedimentadores con un manto de tubos inclinados a 60° y de 5 cm x 5 cm de sección (2" x 2").

- e) El sistema de purga de los sedimentadores existentes debe ser rediseñado para asegurar un mínimo de 3% del afluente de purga continua.
- f) Deben proveerse mezcladores rápidos para mejorar la eficiencia de la mezcla. Estos mezcladores se diseñarán en forma tal que permitan intervalos de 1 minuto en la secuencia de la aplicación de las sustancias químicas.
- g) La dosificación química debe mejorarse introduciendo dosificadores secos para el sulfato de aluminio y la cal.
- h) Dado que la "capacidad de buffer" de la mezcla de las dos aguas mejorará por mayor mineralización relativa del agua del río Urama, será posible incrementar ligeramente la alcalinidad en la mezcla rápida mejorando la densidad del flóculo. Al efecto conviene prever aplicación de una pequeña cantidad de cal en los mezcladores rápidos.
- i) Para darle la máxima flexibilidad al tratamiento, basados en las experiencias efectuadas, conviene dar facilidades para la posible recirculación de un porcentaje del flóculo acumulado en el fondo de los sedimentadores.

II. MODELO PARA LOS ESTUDIOS DE LA FILTRACION

Para la transformación de los filtros existentes del tipo convencional a los de alta rata de lecho doble, ("dual media") se efectuaron las siguientes pruebas cuya base experimental se incluye más adelante.

Una planta piloto fue arreglada para tratar las aguas provenientes del Embalse del río Morón y del río Urama en una proporción 1 : 1.

El tratamiento químico fue el mismo que determinamos para la experiencia de sedimentación, es decir:

Sulfato de aluminio	40 mg/l
Sílice activada	3 mg/l
"Magnifloc"	0,1 mg/l

El efluente proveniente de la planta de coagulación (Figura 1) alimenta los filtros. Un esquema del tipo de filtro usado lo damos en la Figura 4.

Generalmente, en el proceso de filtración a alta rata, se acondiciona el agua afluente a los filtros mediante la aplicación de polielectrolitos con el fin de hacer que el flóculo se adhiera a las partículas que constituyen el medio filtrante y lograr mayor carrera de filtración dentro de la pérdida de carga permisible y sin que se presente el problema del paso de flóculo en el efluente o irrupción ("breakthrough").

En el tratamiento usado para la mezcla de las aguas provenientes del Embalse del río Morón y del río Urama se usaron polielectrolitos orgánicos y sílice activada para la producción de un flóculo que satisficiera las condiciones de la sedimentación a alta rata.

A esta circunstancia se agrega que el agua proveniente del Embalse del río Morón tiene un alto contenido de materia orgánica que tiende a dar un flóculo con propiedades adherentes. Bajo estas condiciones no se precisa la aplicación adicional de polielectrolitos en el efluente de los sedimentadores, antes de ir a los filtros.

Las propiedades adherentes del flóculo a base de la sílice activada fue reconocida por los primeros investigadores en conexión con los problemas presentados en los filtros convencionales de arena. Lo que para estos filtros de arena era un problema, se torna hoy en un beneficio para el caso de la filtración a alta rata puesto que la sílice activada además de promover y permitir una coagulación más eficiente del agua a tratar, evita el uso adicional de polielectrolitos en tal proceso de filtración a alta rata.

Los resultados de los medios filtrantes A, B y C, ensayados se sintetizan en la ilustración contenida en la Tabla 1 y en la Figuras 5 y 6.

En la serie de experiencias efectuadas con estos diferentes sistemas de medios filtrantes y de acuerdo con los resultados obtenidos hasta el presente observamos lo siguiente:

1. El primer sistema de medio filtrante (A) con arena de T. E. 0,5 mm, C. U. 1,5 y antracita entre 1,5 y 2 mm, la pérdida de carga disponible se consumió a 30 horas de recorrido. El efluente del sedimentador en todo tiempo se mantuvo en condiciones óptimas, por debajo de 10 U. J. de turbiedad. Podemos sacar en consecuencia, que para las condiciones de diseño previstas tal sistema no es muy satisfactorio si se toma en cuenta su carrera de filtración.
2. El segundo sistema de medio filtrante experimentado (C) estaba constituido por arena de T. E. 1,0 mm, C. U. 1,5 y antracita entre 2 y 3 mm. Las condiciones del efluente del sedimentador se mantuvieron, como en el caso anterior, por debajo de 10 U. J. de turbiedad.

La carrera de filtración fue satisfactoria, pero antes de agotar la carga disponible, el color tendió a incrementarse en el efluente del filtro.

3. Orientado por las experiencias anteriores se ensayó con un tercer sistema (B) constituido por arena de T. E. 0,8 mm, C. U. 1,5 y antracita entre 2 y 3 mm, con las condiciones del efluente del sedimentador manteniéndose dentro de los límites de las dos experiencias previas. Los resultados del efluente del filtro fueron bastante satisfactorios en cuanto a carrera de filtración, turbiedad y color del efluente.

Para llegar a conclusiones más definitivas sobre el proceso de filtración a ser aplica-

do definitivamente en la planta, se creyó conveniente continuar con otras investigaciones para lograr los objetivos más específicos de:

1. Optimización del proceso de acuerdo con los principios de los "lechos mezclados";
2. Determinación de las alturas más convenientes para las capas de material filtrante;
3. Aditamentos para eliminar la posibilidad de un "volcamiento" del material de sostén del lecho;
4. Carreras de filtración tales que la irrupción de la capa filtrante no se produjera antes de haberse agotado la carga de filtración disponible.

Por razones económicas en cuanto al material filtrante, se investigó el estado actual de sus lechos con miras a recuperar, en lo posible, el material existente para utilizar en las nuevas cajas filtrantes.

LECHOS MEZCLADOS MULTIPLES

Las experiencias antes citadas se refirieron a la utilización de los denominados "dual media" en los cuales se utilizan la arena y la antracita como materiales filtrantes. En estos filtros, las experiencias a corto plazo, indicaron un comportamiento bastante satisfactorio. Sin embargo, con el tiempo, debido a los repetidos lavados en contracorriente, las capas individuales de antracita y arena pueden ser penetradas por el material de sostén, produciéndose el llamado "volcamiento" del lecho y la consiguiente pérdida en eficiencia de los filtros.

Esta circunstancia puede obviarse colocando sobre el material de sostén una capa de ± 5 cm, de espesor de grava de alta densidad. Por otra parte, la colocación de esta densa capa permite sobreponerle aún otra capa de material más fino que el tamaño efectivo de la arena usada como material intermedio.

Esta capa de material fino tendrá la misma alta densidad del material usado como capa estabilizadora de la grava de sostén, el denominado filtro de "lechos mezclados". Su estabilidad y larga duración ofrecen mejor resistencia además al efecto de "volteo", por causa de la acción repetida del lavado en contracorriente.

En la Figura 7 presentamos las características de tal "lecho mezclado", encontrado por los autores como el más conveniente a ser utilizado en la ampliación de la Planta de Tratamiento de Agua del IVP.

EXPERIMENTACION CON LOS FILTROS DE LECHO MEZCLADO (triple lecho filtrante)

Como afluente al filtro se utilizó el agua proveniente de los sedimentadores de la

Planta Prototipo del IVP.

Como la eficiencia del filtro se mide en términos de carrera de filtración, pérdida de carga y calidad del efluente en unidades Jackson de turbiedad, la carga de turbiedad impuesta por el efluente de los sedimentadores nos permitió una evaluación preliminar bastante satisfactoria.

En base al diseño seleccionado y al comportamiento experimental podemos concluir que se llegará cómodamente en la práctica a carreras de filtración del orden de las 40 horas, una vez efectuadas las modificaciones correspondientes en los filtros existentes de la Planta.

En la Tabla 2 y en las Figuras 8 y 9, se dan las características de las capas filtrantes y de soporte, así como los resultados respecto al comportamiento funcional de la unidad.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES FINALES

De acuerdo a la serie de ensayos de preacondicionamiento llevados a cabo con las aguas que alimentan la Planta de Tratamiento del IVP en Morón, Venezuela, se recomienda:

1. La aplicación de polielectrolitos y sílice activada en combinación con los coagulantes hidrolizantes, para obtener flóculos que puedan responder a los procesos ulteriores de clarificación.
2. La sedimentación laminar se encontró ser muy eficiente para lograr la separación de los flóculos previamente acondicionados, aun bajo el funcionamiento de altas ratas de desbordamiento superficial de los sedimentadores existentes.
3. Dadas las características físico-químicas de las aguas a tratar en la Planta, y teniendo en cuenta las condiciones bajo las cuales se efectuará la operación después de los tratamientos previos indicados, es conveniente utilizar los denominados "lechos mezclados" (múltiples) en la filtración de las aguas.
4. La característica de los lechos propuestos a base de tres medios filtrantes de diferentes densidades, contenidas en el presente trabajo y en donde se indica la granulometría y el espesor de estas diferentes capas, es la más conveniente para lograr una óptima producción de aguas de gran claridad.

Se agradece la colaboración prestada por el Instituto Venezolano de la Petroquímica (IVP) en la persona de su presidente, Dr. Eduardo Acosta Hermoso, del Jefe del Departamento Técnico, Ing. Aldo Coruzzi, y del Supervisor de Obras Civiles Hidráulicas, Ing. J. A. Rodríguez Pérez, sin cuya ayuda no hubiera sido posible la realización de estas investigaciones.

REFERENCIAS

1. Moffett, J. Williams, "The Chemistry of High-Rate Water Treatment", J. AWWA, **60**, 11, 1255 (1968).
2. Kreissl, J. F. et al., "Use of Pilot Filters to Predict Optimun Chemical Feeds", J. AWWA, **60**, 3, 299 (1968).
3. Stumm, W. y O'Melia Ch. R., "Stoichiometry of Coagulation", J. AWWA, **60**, 5, 514 (1968).
4. Pitman, R. W. y Wells, Glen W., "Activated Silica as a Filter Conditioner", J. AWWA, **60**, 10, 1167 (1968).
5. Geise, G. D. et al., "Use of Filter Conditioners in Water Treatment", J. AWWA, **59**, 10, 1039 (1967).
6. Mintz, D. M., "The Technology of Purifying Drinking Water", Notas del Seminario sobre "Tratamiento de Purificación y Desinfección del Agua", Moscú, Rusia, (set. 1968).
7. Camp, T. R., "Sedimentation and The Design of Settling Tanks", Trans. ASCE, **111**, 895 (1946).
8. Hansen, S. P. y Culp, G. L., "Applying Shallow Depth Sedimentation Theory", J. AWWA, **59**, 9, 1134 (1967).
9. Hazen, A., "On Sedimentation" Trans. ASCE, **53**, 45 (1904).
10. Langhlin, J. E. y Duvall, T. E., "Simultaneous Plant-Scale Tests of Mixed Media and Rapid Sand Filters", J. AWWA, **60**, 9, 1015 (1968).
11. Baylis, J. R., Jour. AWWA, **29**, 1355 (1937).
12. Daugherty, R. L., "Hydraulics", McGraw-Hill Book Co., New York.

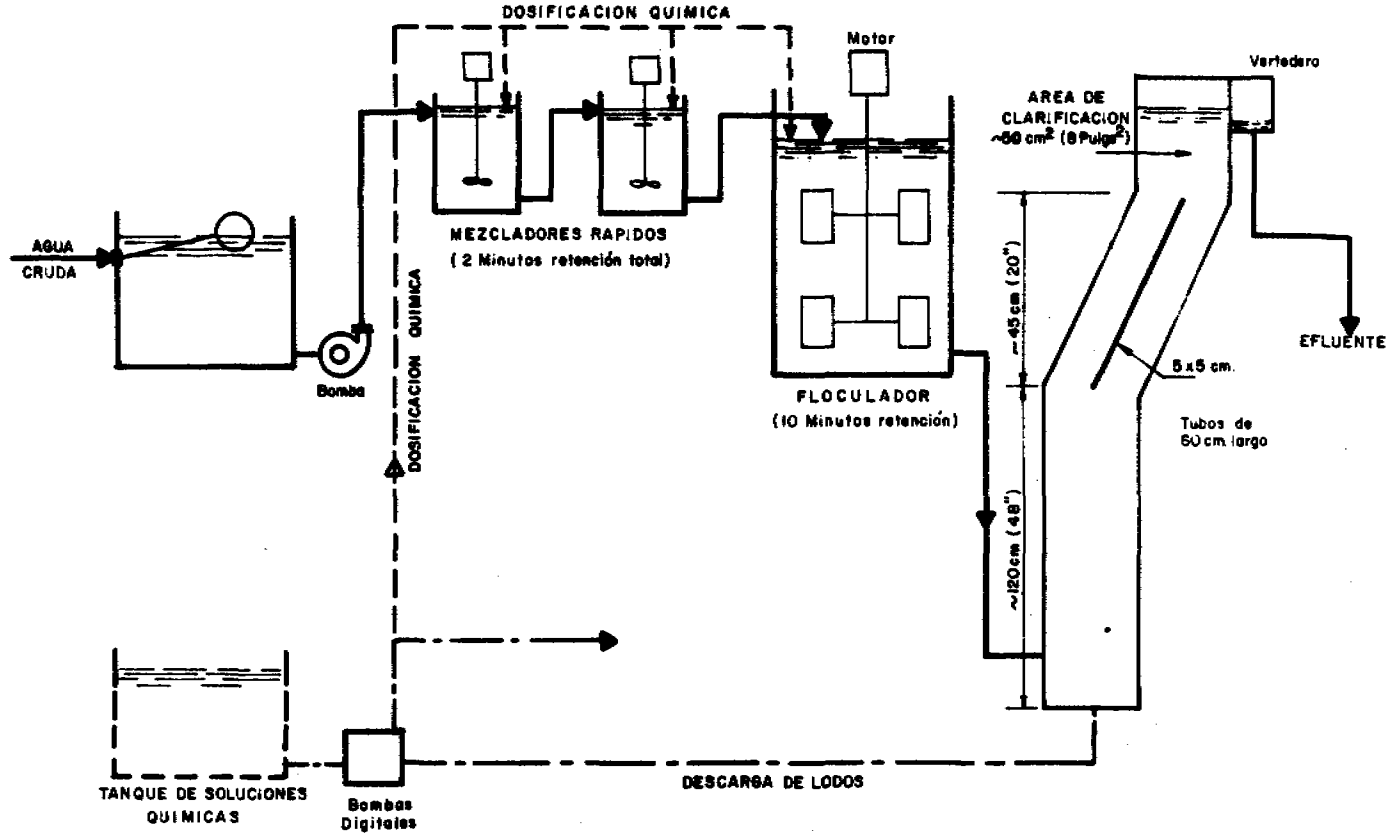


FIG. 1
ESQUEMA DE APARATO USADO PARA EVALUAR LA SEDIMENTACION LAMINAR

**VARIACIONES DE LA TURBIEDAD DURANTE
EL MES DE OCTUBRE DE 1970
AGUA PROCEDENTE DEL EMBALSE DEL RIO MORON**

TRATAMIENTO	1 ○	2 ●	3 △
SULFATO ALUMINIO (mg/l)	40-45	40	40
MAGNIFLOC (mg/l)	0,1	0,1	0,1
CARGA SUPERFICIAL (cm/min.) [gpm./pie ²]	3,2-3,6 [0,8-0,9]	15,4 [3,85]	15,4 [3,85]
CAUDAL (l/hr)	12	49	49
CAUDAL EQUIVALENTE PLANTA (l/s)	200-250	900	900
SILICE ACTIVADA (mg/l)	-	3	-

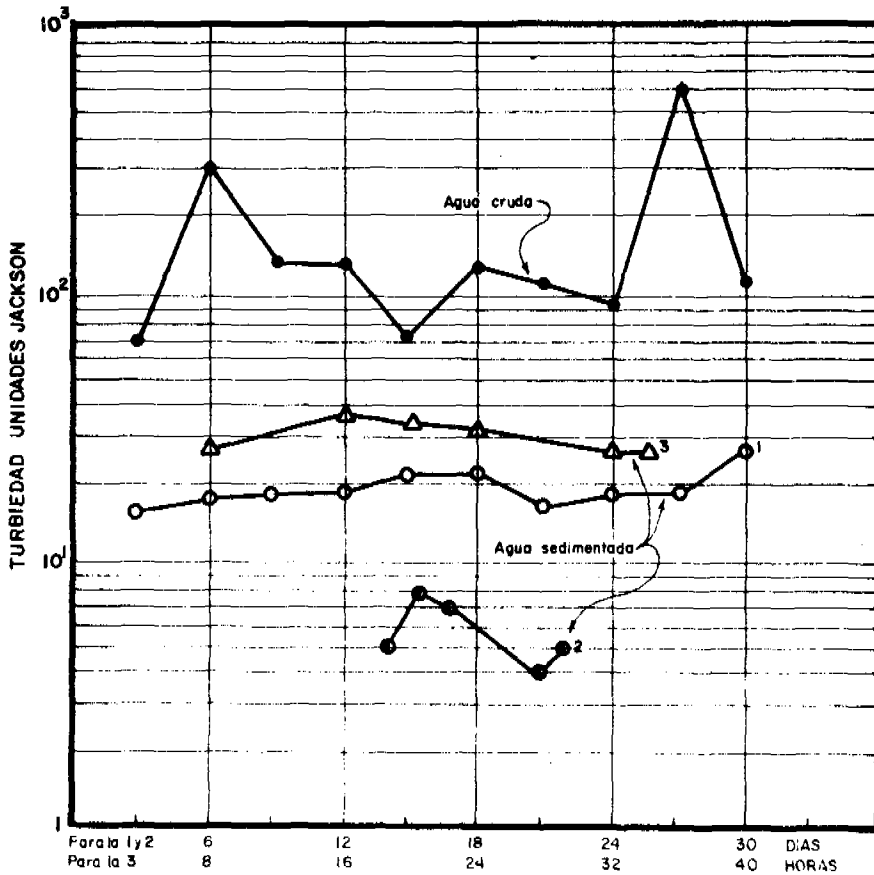


FIG. 2

PLANTA PILOTO - I.V.P. - MORON
VARIACIONES DE LA TURBIEDAD DURANTE EXPERIENCIAS
DEL 29-30y31 DE OCTUBRE DE 1970
AGUA PROCEDENTE DEL RIO URAMA

EFLUENTE SEDIMENTADOR

TRATAMIENTO	1 ●	2 ○	3 △
SULFATO ALUMINIO (mg/l)	40	40	30
MAGNIFLOC (mg/l)	0,1	0,1	0,1
CARGA SUPERFICIAL (cm/min.) [gpm./pie ²]	15,4 {3,85}	15,4 {3,85}	15,4 {3,85}
CAUDAL (l/s)	49	49	49
CAUDAL EQUIVALENTE PLANTA (l/s)	900	900	900
SILICE ACTIVADA mg/l	-	3	3

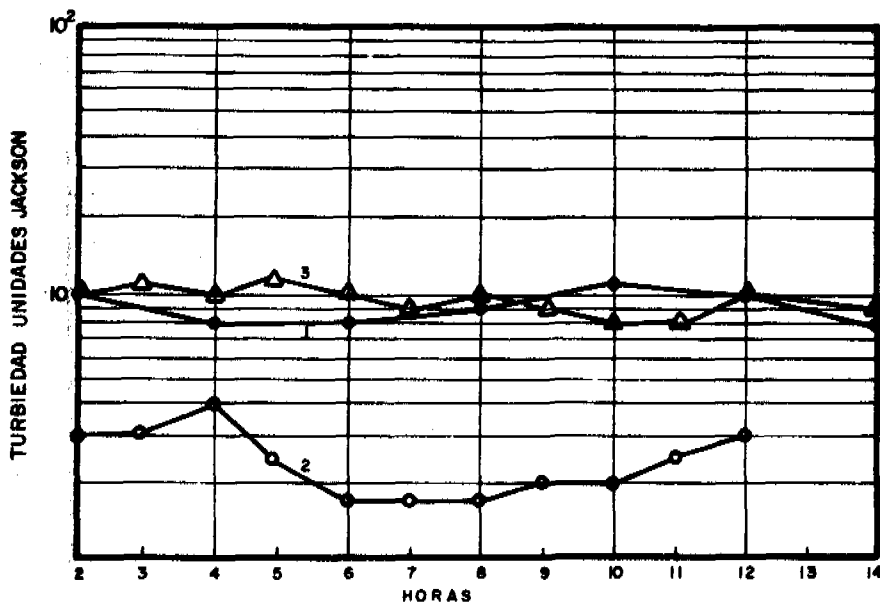


FIG. 3

FILTRACION DE ALTA RATA ESQUEMA DEL ARREGLO FILTRO PILOTO

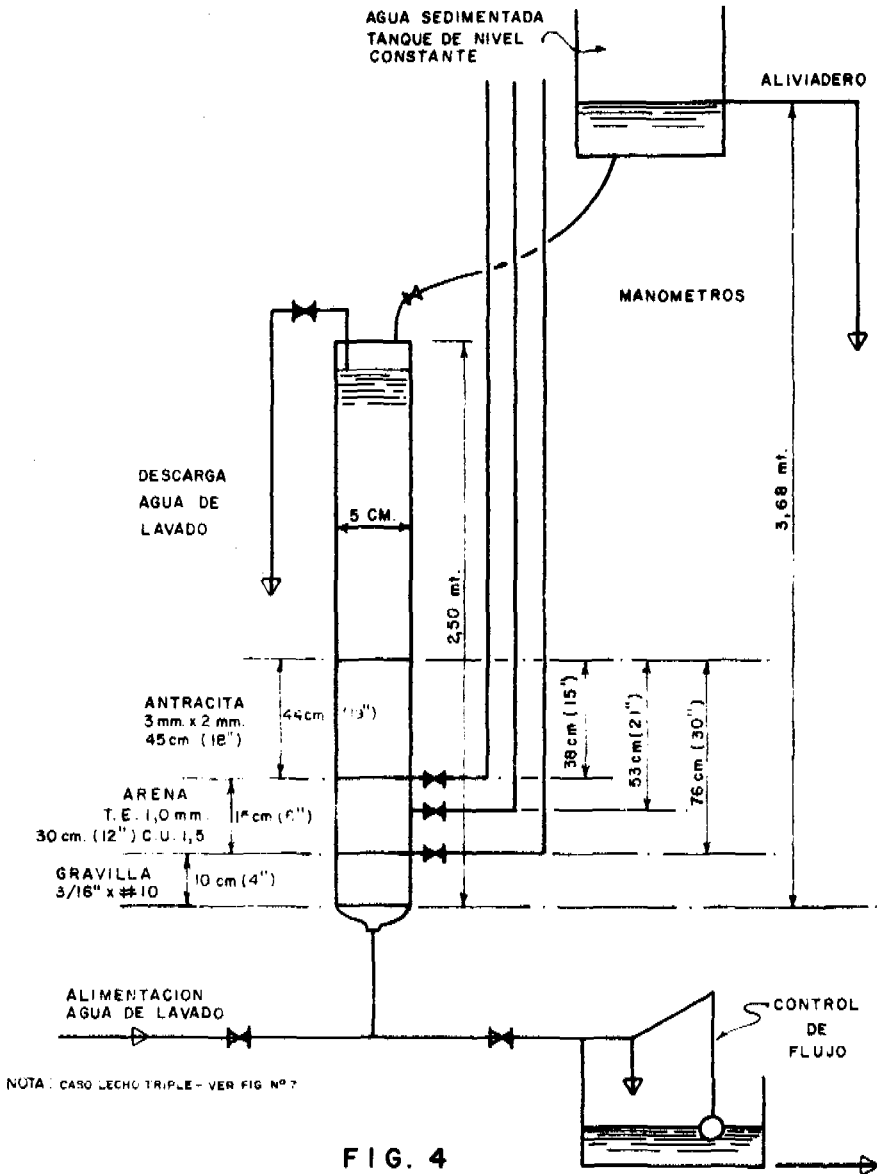


FIG. 4

FILTRACION DE ALTA RATA - EXPERIENCIAS - DIAMETRO FILTRO: 51 mm. - LECHO DOBLE -

178

TABLA N°1

FILTRO HORA	MANOMETROS PERDIDA DE CARGA (cm)									EFLUENTE SEDIMENTACION TURBIEDAD U.J.			EFLUENTE FILTROS TURBIEDAD U.J.			COLOR			Material filtrante:	FILTRO			
	A	B	C	A	B	C	A	B	C	A	B	C	A	B	C	A	B	C					
0	9	12	4	11	11	4	12	9	5	9	6	5	1,5	1,5	1,5	3	5	3	GRAVILLA # 10	12cm 5/16"	12cm 5/16"	12cm 3/16"	
2	12,5			14,5			15,5			8			1,2			2			GR. SP.	2,5	2,5	2,5	
4	25	20		27	19		29	17		4	8		0,2	0,7		0	3		ARENA	T.E.m.m.	0,5	0,9	1,0
5			12			13			14			6			1			C.U.		1,5	1,5	1,5	
7	41			43			44			6			0,2			0			GRAVA ESPECIAL	2,5	2,5	2,5	
11	69			72			73			6			0,5			2			ANTRACITA	T.E.	1,5 ± 2,0	2,0 ± 3,0	2,0 ± 5,0
12		55	31		55	32		51	33		5	7		0,5	0,5		2	2		GRAVA ESPECIAL	1,5	1,5	1,5
14	99			103			105			6			0,5			2			CARRERA DE FILTRO BT.	20	42	50	
17			55			56			57			4			0,5			2	GASTO DEL FILTRO A LA VEL. 18cm/min.	400cm ³ /min	400cm ³ /min	400cm ³ /min.	
18		84			80			78			5			0			2		FECHA FINAL CARRERA FILTRO	6-11-70 6 P.M.	25-11-70 12 N.	18-11-70 7 P.M.	
19	127			131			132			8			0,9			3			TIEMPO LAVADO (min)	7	6	5	
21	138			143			144			4			1			3			EXPANSION MATERIAL FILTRO	40% ± 80%	40% ± 80%	40% ± 80%	
22			72			74			75			4			0,2			5	VOLUMEN AGUA LAVADO EN LITROS	19	18	17	
24	160			166			168			8			1,5			3			VELOCIDAD LAVADO	120cm/min.	140cm/min.	180cm/min.	
25		131			128			122			3			0			5		VARIACIONES TURBIEDAD DURANTE EL LAVADO.	TURBIEDAD U.J.			
26	174			180			181			5			1,7			5				1	11	10	2.000
27			84			87			88			5			0,2			5		2	250	1.700	550
28	195	153		203	150		206	145		6	4		17	0,5		5	5			3	400	300	40
29	200			207			209			7			1,9			5				4	40	40	15
30	205			212			214			7			2,0			5				5	18	20	4
31			89			92			94			3			0,1			10		6	10	6	-
40			126			130			132			4		0,9	0,5		5	5		7	5	-	-
42			232			228			220			4								8	-	-	-
45				170			174			176			6			0,9		10		9	-	-	-
50				177			181			183			7			1,5		10	10	-	-	-	

* 1,2 y 3 Son carreras de filtración

EVALUACION EFICIENCIA DE LOS FILTROS CARRERA DE FILTRACION

(DE LA TABLA 1)
CARRERA (2)

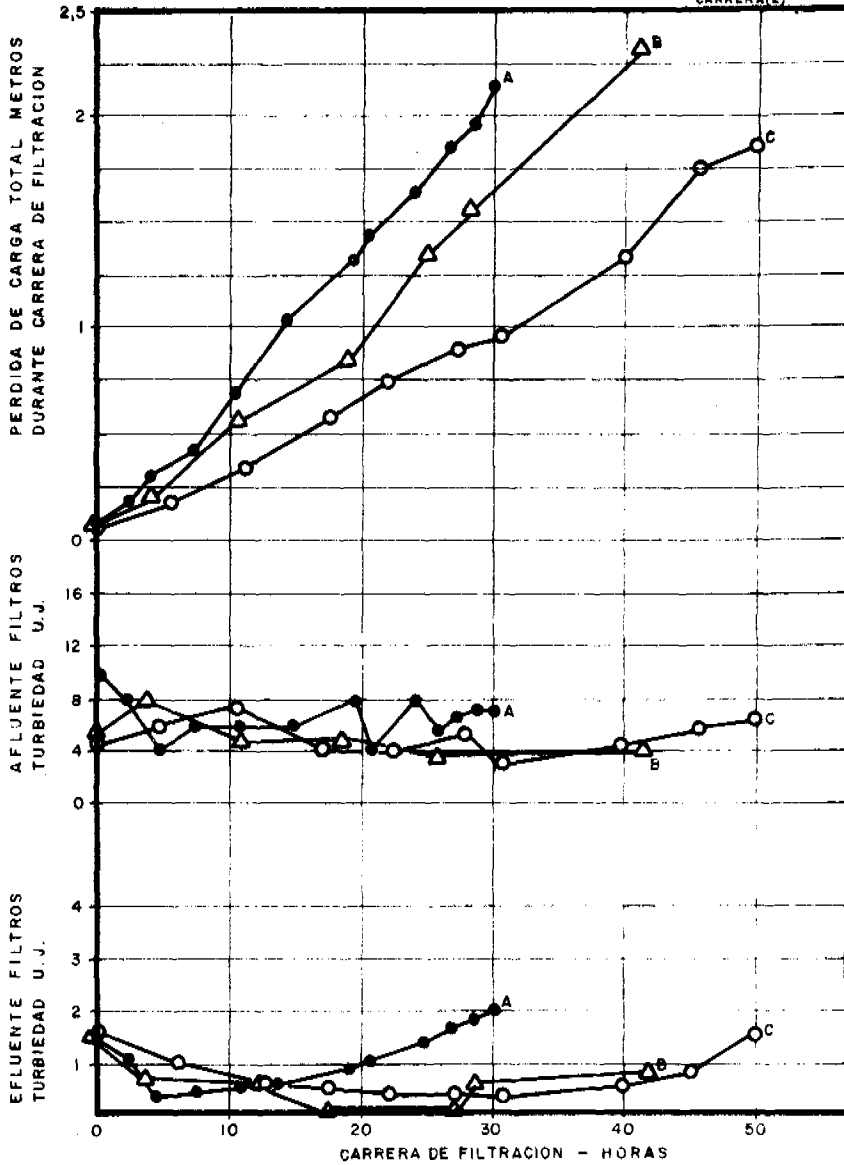


FIG. 5

EVALUACION EFICIENCIA DE LOS FILTROS LAVADO

(DE LA TABLA I)

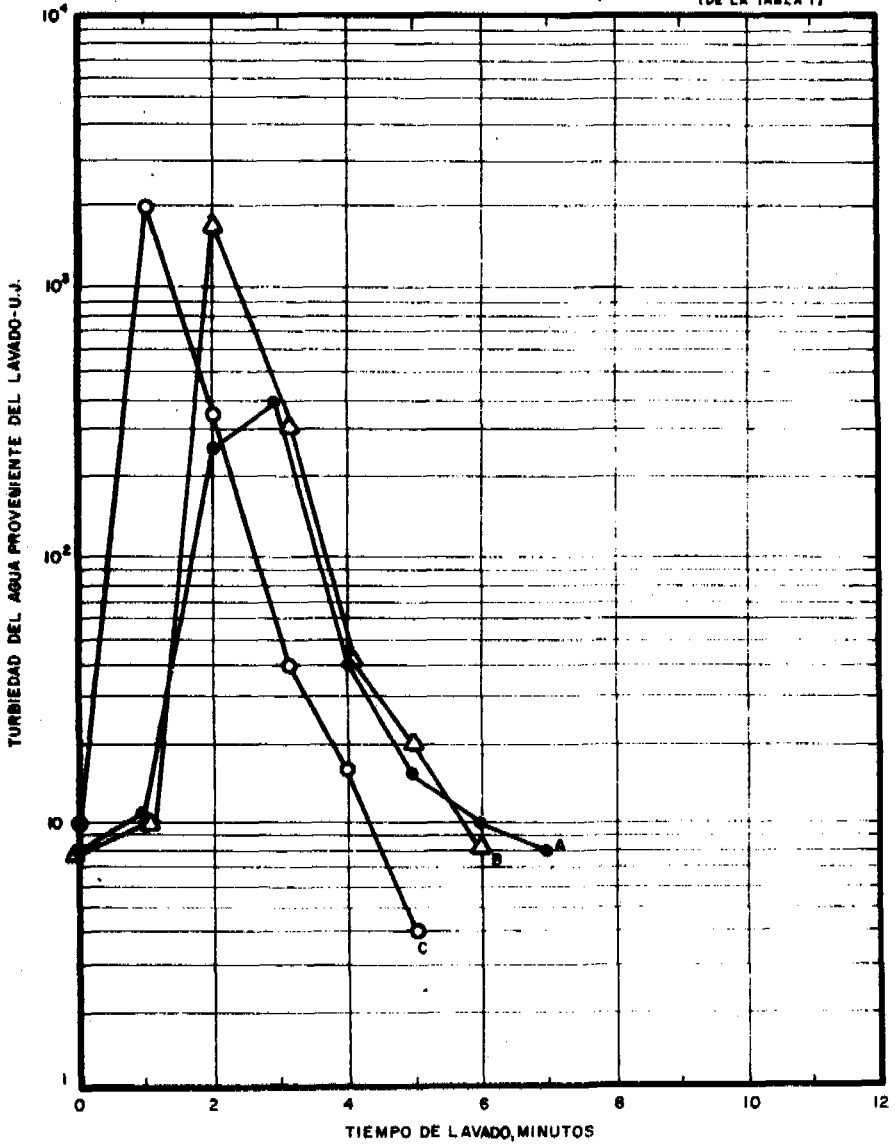
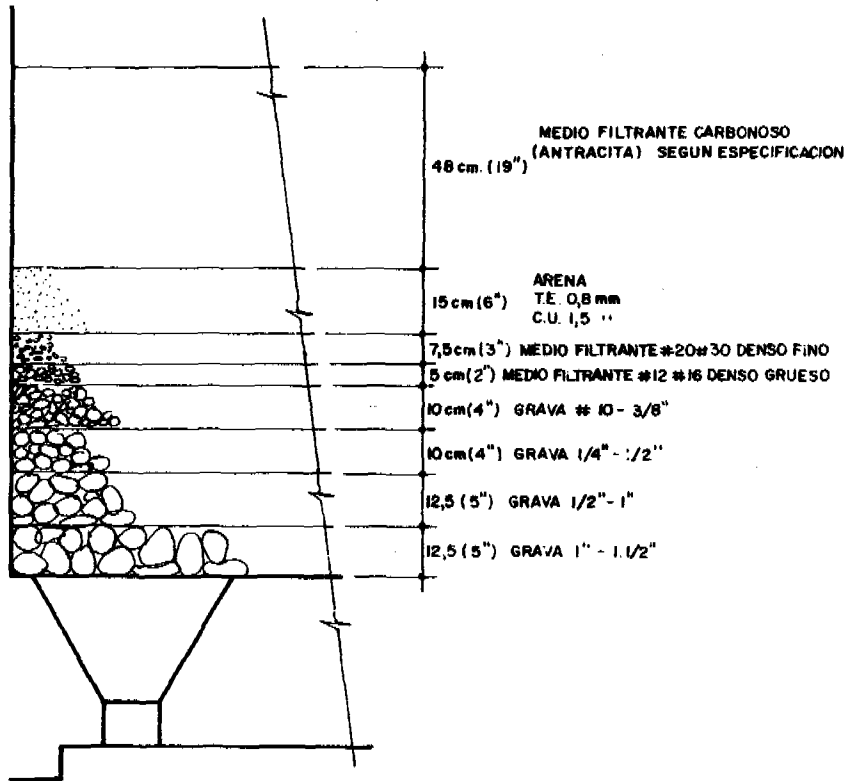


FIG. 6

MEDIO FILTRANTE
DISEÑO PARA MODIFICACION DE
PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA
I. V. P. — MORON



SECCION
FIG. 7

EXPERIENCIAS SOBRE FILTRACION DE ALTA RATA (LECHO TRIPLE)

DIAMETRO FILTRO : 51 mm.

VELOCIDAD DE FILTRACION : (18 cm/min + 4,5 gpm/pla²)

FECHA DE COMIENZO CARRERA DE FILTRACION : 12/1/71 HORA 4 pm.

HORA	PERDIDA DE CARGA MANOMETROS (cm)			EFLUENTE SEDIMENTADOR	EFLUENTE FILTROS	
	1	②	3	TURBIEDAD	TURBIEDAD U. JACKSON	COLOR PI - Co
0	16	16	14	6	1,2	8
3	22	21	20	6	0,5	2
6	27	26	23	7	0.0	0
15	44	43	42	3	0.0	0
20	58	57	56	3	0.0	0
25	71	70	69	3	0.0	0
30	88	86	84	4	0.0	0
39	113	111	108	6	0.0	0
44	140	138	135	5	0.0	0
49	180	178	174	6	0,6	0

PERDIDA DE CARGAS FINALES
(mf)

MANOMETROS

NUMEROS		
1	2	3
1,80	1,78	1,74

MATERIAL FILTRANTE : Según Esquema fig. 8

DURACION DE LA CARRERA DE FILTRACION 49 HORAS

GASTO DEL FILTRO A LA RATA DE FILTRACION INDICADA

FECHA FINAL CARRERA DE FILTRACION : 14-1-71 HORA: 5 pm.

TABLA N°2

EVALUACION EFICIENCIA DE LOS FILTROS CARRERA DE FILTRACION

(DE LA TABLA 2)

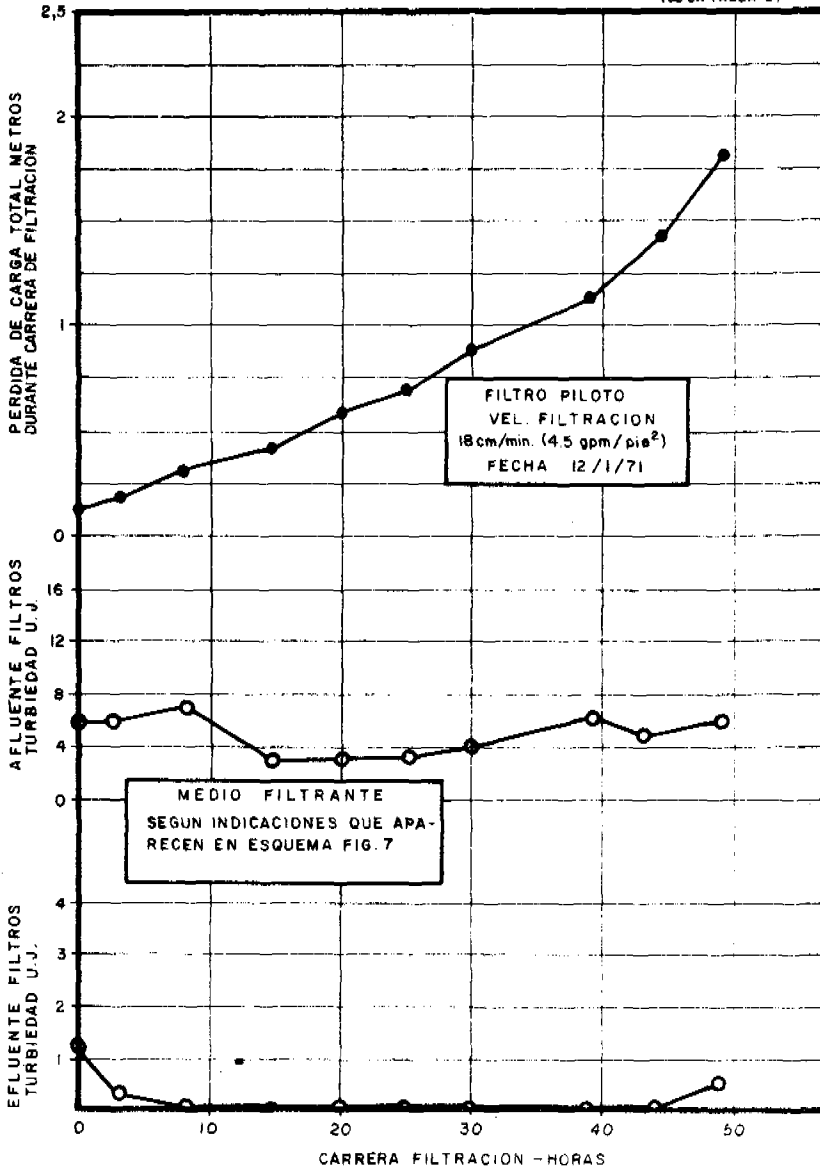


FIG. 8

EVALUACION EFICIENCIA DE LOS FILTROS LAVADO

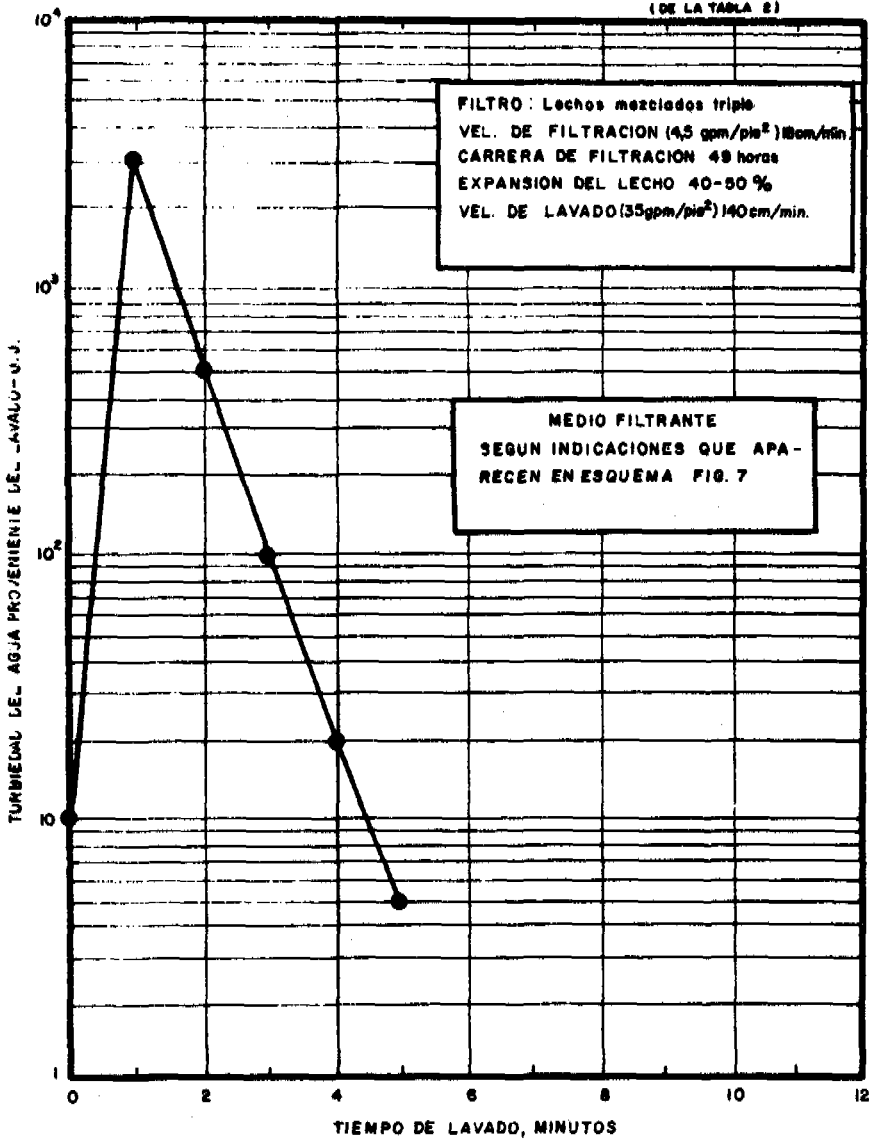


FIG. 9

DISCUSION

TEMA II

SEDIMENTACION DE ALTA RATA

1. Se solicitó mayor aclaración sobre el cuadro No. 2 del trabajo presentado por el Ing. José Pérez, en el que se muestran las relaciones económicas entre diversos tipos de sedimentadores de alta rata. ¿Qué cubren los costos incluidos en el cuadro?

Los costos comprenden las unidades completas de sedimentación incluyendo la modificación de los sedimentadores actuales, toda la obra de concreto y mampostería, entradas y salidas, láminas de asbesto-cemento, rebosaderos, válvulas etc.

2. ¿Cuál es el rendimiento de los sedimentadores de placas paralelas? ¿Hay alguna forma de predecir cómo van a operar estos sedimentadores al aumentar la longitud de las placas?

A medida que la relación, longitud-espaciamento, se hace cada vez más grande, la pendiente de la curva del rendimiento disminuye y, en consecuencia, a partir de una relación de 1 a 20 puede predecirse que no se va a conseguir un mejoramiento notable en la eficiencia de los sedimentadores. En estas condiciones es de esperarse que las curvas de las Figs. 11 y 12 del trabajo del Ing. Pérez tengan menor espaciamento a medida que la relación $1/d$ se haga más grande, hasta ser mayor de 20.

3. ¿Qué experiencia se tiene respecto a la influencia del plancton en los sedimentadores tubulares?

El plancton puede obstaculizar el funcionamiento correcto de los módulos de sedimentación acelerada. Los ingenieros Hansen y Wolf han publicado recientemente, en la revista de la *Water Pollution Control Federation*, un artículo sobre este tema. Los crecimientos biológicos obstaculizan el libre paso del flujo y producen deterioro en la calidad del efluente. Por eso, al colocarse módulos en las plantas de tratamiento de aguas negras, se han encontrado diversos problemas, los cuales se han tratado de solucionar mediante cloración del afluente, retrolavado periódico de las unidades, y aumento de los espaciamentos para evitar la acción de puente, sin que se haya logrado eliminar totalmente las dificultades.

Por lo tanto, cuando existe la posibilidad de crecimientos biológicos en los módulos, hay que considerar cuidadosamente si conviene o no instalarlos.

4. **¿Han sido ya hechas las modificaciones a la planta de tratamiento de Cuenca (Ecuador) y qué similitud se ha encontrado entre los resultados de las plantas piloto y el prototipo?**

Se están terminando las modificaciones en un sedimentador. Las placas se han ya colocado y el tanque se ha llenado por primera vez, pero no existen todavía datos sobre operación.

5. **¿Es absolutamente indispensable el uso de polielectrolitos en conjunción con los sistemas de sedimentación acelerada?**

El empleo de polielectrolitos está condicionado por la calidad del agua y no por el hecho de que se usen o no sistemas de sedimentación acelerada.

Todo depende las características del floc. Generalmente, cuando se obtiene buen floc sin necesidad de polielectrolitos, es preferible no emplear precoagulantes, siempre y cuando las carreras de filtración no tengan que ser interrumpidas por irrupción de turbiedad. En cambio, cuando el floc es débil y la sedimentación no se realiza en forma correcta, resulta mejor usar polielectrolitos en caso de ser económicamente justificable. Por consiguiente, la decisión sobre si se usa o no un determinado coagulante o precoagulante debe basarse tanto en consideraciones técnicas como económicas.

Aparentemente los polielectrolitos pueden causar problemas cuando se emplean sistemas de sedimentación acelerada, pues pueden aumentar la producción de puentes, que a veces llegan a formar una capa superficial de lodos que tapa casi por completo la parte superior de los módulos. La decisión sobre su uso debe basarse en el comportamiento de los flóculos en dos procesos diferentes como son la sedimentación y la filtración. Se puede dar el caso de flóculos de fácil sedimentación pero débiles para resistir los esfuerzos hidrodinámicos que se producen dentro del lecho del filtro y, al contrario, de flóculos que decantan lentamente pero que se adhieren fuertemente a los granos del lecho. Por tanto, al diseñar una planta de tratamiento, el proyectista debe basarse no solamente en la tradicional prueba de jarras, sino que tiene que racionalizar en forma conjunta los distintos procesos de tratamiento. Para ello puede hacer algunas pruebas relativamente económicas y sumamente sencillas, a fin de poder determinar la necesidad de utilizar o no polielectrolitos o cualquier otro coagulante.

6. **¿Es posible utilizar el sistema de sedimentación acelerada en plantas que tengan tanques de sedimentación de manto de lodos?**

Existen experiencias en los Estados Unidos sobre el montaje de sistemas de sedimentación acelerada en clarificadores de manto de lodos. Sin embargo, en algunos casos se han presentado problemas, en especial cuando el manto de lodos está muy alto y llega a tocar o inclusive a invadir completamente el módulo. En estas condiciones parece que existe la tendencia a producir excesiva turbulencia en los conductos, lo que hace que el módulo no trabaje o lo haga en forma deficiente. Se refirió una experiencia en los Estados

Unidos en que se instalaron los módulos en un clarificador de flujo ascensional, que tenía solamente una pequeña zona de aguas claras en la parte superior, lo que hacía que el manto de lodos invadiera los conductos y ascendiera por ellos hasta las canaletas de salida. Para obviar este problema fue necesario poner dos series de módulos una sobre la otra; la de abajo para obligar a la carpeta a mantenerse en su posición normal y la de arriba para que hiciera el trabajo de clarificación.

Otra consideración que hay que tener presente es que algunas veces los clarificadores de manto de lodos no tienen ningún sistema de floculación separada. En estas condiciones hay que evitar que la rata de flujo aumente demasiado en el sedimentador hasta llegar a eliminar el manto suspendido en donde, debido a la alta concentración de partículas, se produce la floculación. En estas condiciones el clarificador no puede trabajar.

Por lo tanto, la principal limitación que hay en las plantas con tanques de manto de lodos para instalar en ellos sistemas de sedimentación acelerada, es la velocidad máxima que puede soportar dicho manto sin ser arrastrado por el flujo. El límite de velocidad no es pues fijado por la capacidad de sedimentación del módulo, sino por la capacidad del manto para resistir el empuje ascensional del agua. Si este es excesivo, el clarificador deja de actuar como un reactor de contacto con sólidos y se convierte en un sedimentador ordinario de flujo ascensional pero sin floculación y, en algunos casos, también sin mezcla.

Para mejorar estas condiciones podrían usarse polielectrolitos o sílice activada para darle mayor densidad al floc, con el objeto de que éste no sea arrastrado por el flujo y se mantenga en suspensión, permitiendo así a los módulos trabajar con un agua debidamente coagulada y floculada.

7. ¿Qué solución se puede dar al problema de eliminación de barros en los sistemas de sedimentación acelerada y debe hacerse ésta en forma periódica o en forma continua?

La eliminación de los barros debe estudiarse cuidadosamente en este tipo de sedimentadores, por cuanto en un área menor se va a producir una mayor concentración de sólidos depositados. En el trabajo presentado por el Ing. Azevedo Netto se incluye un diseño bastante conveniente de tolvas para la eliminación continua de fangos en los sedimentadores de alta rata, el que se podía aplicar a nuevas plantas. En otros casos, cuando se trata de una planta construida, puede pensarse en la eliminación periódica de lodos, para efectuar lo cual es necesario tener varias unidades de forma que se pueda retirar una de ellas del servicio mientras se trabaja con las otras.

Por otra parte, debe estudiarse no solamente el volumen de lodos depositados sino también la calidad de los mismos, en especial cuando se trabaja con aguas muy contaminadas.

Es muy difícil conseguir equipos mecánicos que operen correctamente debajo de las placas o de los tubos. En algunos casos se ha resuelto esta dificultad con equipos barre-
lados hechos de cadenas. Desgraciadamente dichos equipos suelen presentar problemas de mantenimiento, pues se dañan fácilmente al trabajar sumergidos en aguas que por lo común son ácidas. Por esta razón el sistema de tolvas es quizás el más adecuado ya que evita utilizar equipos mecánicos de rápido deterioro.

8. ¿Cómo afecta la operación intermitente de las plantas de tratamiento (como ocurre en pequeñas poblaciones que sólo pueden pagar un turno de trabajo al día) el funcionamiento de los módulos de sedimentación acelerada?

Si estos módulos se instalan en tanques de sedimentación horizontal, no es de esperarse que sean afectados por las interrupciones en la operación de la planta.

En cambio si se trata de tanques de manto de lodos el caso es distinto, ya que hay que mantener las partículas en suspensión y cada vez que se suspende la operación de la planta se requiere de un tiempo más o menos largo para volver a fluidificar el manto de modo que trabaje en condiciones óptimas de eficiencia.

A este fin, en algunas partes a veces se hace recircular el agua para mantener la carpeta en suspensión, aun en los periodos en los cuales la planta de tratamiento no está en servicio, lo que resulta costoso. En estos casos sería preferible emplear sistemas de sedimentación horizontal que no ofrecen problemas de este tipo.

9. ¿Cómo se puede proceder para escoger entre los diferentes diseños de módulos para sedimentación acelerada o de alta rata que están surgiendo en América Latina y cuya evaluación es necesario hacer?

En este asunto deben considerarse tanto los aspectos técnicos como los económicos. El problema técnico es de fácil solución, ya que existe suficiente conocimiento sobre el comportamiento de este tipo de unidades. Lo que más interesa solucionar es el problema económico, pues se desea el módulo más eficiente pero al mismo tiempo el de bajo costo dentro de las condiciones locales.

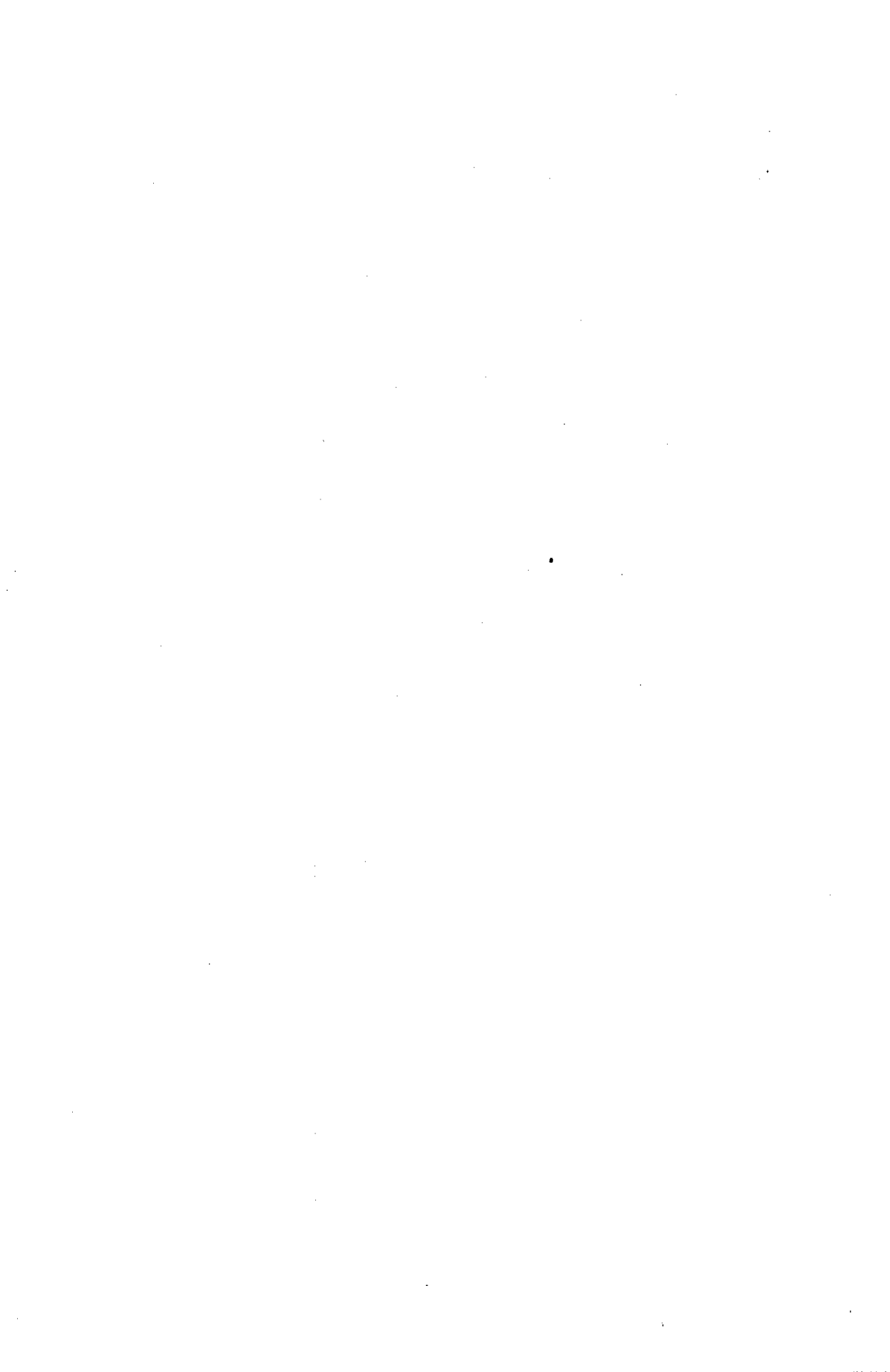
Los precios varían mucho de un lugar a otro. Por ejemplo, las placas de madera pueden resultar lo ideal en los sitios en que la madera es barata y se la puede tratar adecuadamente para que resista la inmersión en agua. En cambio, en otros lugares las placas de asbesto-cemento o las de plástico pueden resultar más económicas.

Cualquier material puede emplearse siempre y cuando:

- a) Dure un tiempo razonablemente largo bajo el agua sin sufrir daños.
- b) No sea frágil
- c) No sea demasiado elástico.

10. ¿Puede ser útil prolongar los módulos en la parte inferior con placas verticales?

Esto probablemente encarecerá el costo total de la construcción sin producir beneficios apreciables en la sedimentación. En realidad, dentro del módulo existe una transición entre flujo turbulento y laminar y no se ve cual pueda ser el objeto de construir secciones verticales cuya eficiencia sería mínima.



TEMA III

REACTORES DE CONTACTO CON SOLIDOS

REACTORES DE CONTACTO CON SOLIDOS

Derek G. Miller
Ingeniero Químico Jefe
Asociación de Investigación del Agua
Medmenhan, Marlow, Inglaterra

1. INTRODUCCION

Conjuntamente con muchos otros procesos de tratamiento del agua, la sedimentación ha recibido una atención creciente en los últimos años con miras a una mayor eficiencia y detención o reducción de los costos. El tipo de unidad conocida ya sea como reactor de contacto con sólidos, clarificador, o clarificador de manto de lodos, ha recibido alguna atención, pero menos de la que podría esperarse dado que su uso se halla difundido en todo el mundo.

2. NECESIDAD DE SEDIMENTACION

Para las nuevas instalaciones de tratamiento es preciso decidir cuando es necesaria la sedimentación. Con el desarrollo de los filtros que pueden aceptar altas cargas de sólidos – manteniendo un efluente de aceptable calidad al filtrar y una pérdida de carga compatible con una rata de filtración económica – vale la pena examinar con sentido crítico cuál es la necesidad real de un pretratamiento del agua.

La filtración directa no debe, sin embargo, aceptarse fácilmente donde la carga de sólidos en el filtro sea alta, pues se obtendrían carreras de filtración cortas y posiblemente un efluente de mala calidad.

La sedimentación casi siempre es necesaria en las siguientes circunstancias:

- i. Cuando el contenido de fango en el agua cruda es alto.
- ii. Cuando el coagulante requerido es considerable, por ejemplo en aguas altamente coloreadas.
- iii. Cuando se encuentran en el agua cruda grandes cantidades de algas.
- iv. Cuando se acostumbra a ablandar el agua.
- v. Cuando se requiere un tiempo de contacto prolongado por razones químicas o bacteriológicas.

Las abastecimientos superficiales pueden estar sujetos a períodos de alta concentración de sólidos, no obstante que se provea para ellos cortos períodos de almacenaje, como los ahora recomendados en el Reino Unido, lo que puede aminorar este problema. Los períodos de almacenaje tienen que ser estudiados cuidadosamente; de lo contrario, las mejoras en reducción de sólidos inorgánicos suspendidos pueden quedar contrarrestadas por el aumento intermitente de células de algas.

3. LOS MERITOS DE LOS REACTORES DE CONTACTO CON SOLIDOS

Las principales ventajas que se atribuyen a este tipo de unidades son: mejor floculación debido a la presencia de floc preformado a su habilidad para tratar cargas muy altas de sólidos suspendidos. La floculación puede ser hecha con un menor consumo de energía en tiempo más corto. En algunos diseños de proyectos de tanques mecánicos éstos pueden ser eliminados, y la mezcla y la floculación se logran hidráulicamente. La presencia de una fase suspendida también permite la retención de sólidos más finos y el resultado total es el desarrollo de unidades compactas con incrementos sustanciales en la producción y costos de capital reducidos.

La principal desventaja del sistema es su demanda de supervisión operacional relativamente alta. En algunos diseños de tanques el número de variables dificulta la optimización de los factores operacionales. Los clarificadores de manto de lodos completamente suspendido, trabajan como un sistema autosostenido, en forma tal que los disturbios hidráulicos o químicos pueden producir pérdidas de la fase sólida, lo que afecta conjuntamente a la floculación y a la sedimentación. El sistema puede demorar en reestablecerse. Este punto de los disturbios hidráulicos será tratado más ampliamente en las secciones 7 y 8.

4. TIPOS BASICOS DE REACTORES DE CONTACTO CON SOLIDOS

En el aspecto disponible no es posible revisar todos los diferentes diseños de tanques producidos en varias partes del mundo. Se intenta solamente hacer una breve clasificación:

La Fig. 1 ilustra diagramáticamente los tipos básicos de unidades.

La primera clasificación divide los tanques en dos grupos: aquellos con un manto de floc completamente suspendido y aquellos donde la mezcla inicial y la floculación tienen lugar en un sector donde se recircula el lodo pero donde la separación de partículas se realiza aparte, en una zona especial de sedimentación bastante profunda. Fig. 1 (a).

Los tanques con manto de floc completamente suspendido tienen ya sea una zona de mezcla central (Fig. 1 (b)) o un solo compartimiento en donde se combina la flocula-

ción y la sedimentación (Fig. 1 (c)). Cuando existe una zona central la mezcla y la floculación pueden ser obtenidas por medios mecánicos o hidráulicos.

5. TEORIA

Al igual que en la filtración, la teoría está muy por debajo de la práctica en el diseño y operación de reactores de contactos con sólidos.

La principal dificultad es la complejidad del sistema. Una teoría utilizable debe describir el proceso de floculación, la fase de sedimentación interferida y la retención de flocs finos por un proceso de filtración gruesa. Debe también describir los complejos fenómenos hidráulicos, el tamaño cambiante de las partículas y los efectos producidos por las alteraciones de las condiciones químicas y la calidad del agua cruda. En estas condiciones sería demasiado optimista esperar algo más que un enfoque empírico que pueda ser utilizado en el futuro.

Hudson (1), Ives (2) y Brown y La Motta (3) han derivado ecuaciones que muestran cómo la floculación depende del gradiente de velocidad, de la concentración de partículas y del tiempo. Ejemplo:

$$N_t = N_0 \exp \left[-\frac{GSt}{\pi} \right] \quad (1)$$

N_0 = número de partículas en el tiempo 0

N_t = número de partículas en el tiempo t

G = gradiente de velocidad

S = concentración volumétrica de partículas.

En el caso de sistemas completamente suspendidas el término de concentración es muy significativo y determina la eficiencia de este tipo de floculación.

Para los sistemas totalmente suspendidos se ha trabajado mucho en establecer una relación entre el manto poroso y la rata de flujo ascendente. Bond (4), Tesarik (5) y Brown y La Motta (3) han mostrado que para los sistemas floculados la relación tiene la forma de la ecuación de Richardson y Zaki (6) en su trabajo de fluidificación general, ejemplo:

$$V = V_s \& n \quad (2)$$

V = velocidad ascendente lineal superficial en el manto

V_s = velocidad de asentamiento de partículas individuales en sedimentación discreta

ϵ = porosidad

n = constante que depende de las condiciones hidráulicas y de la naturaleza de las partículas.

Brown y La Motta encontraron que para suspensiones floculantes esta constante era muy variable y tenía valores, en los sistemas estudiados, desde 1.75 hasta 6.4.

No se ha intentado realizar ningún trabajo teórico en el que la eficiencia en la separación de partículas se haya relacionado con las numerosas variables que existen en un sistema de manto de lodos. Este es el factor clave en la operación del tanque y cualquier teoría que no las incluya es de un valor práctico limitado.

En vista de estas limitaciones y de la complejidad adicional introducida por las variaciones de modelos de flujo en tanques reales, parece que toda la confianza continuará depositándose en experimentos piloto y a escala de prototipo, realizados con las aguas por tratar.

6. TRABAJOS SOBRE EL COMPORTAMIENTO FUNDAMENTAL DEL MANTO DE LODOS

Se han hecho estudios sobre la manera como el manto de lodos reacciona ante cambios en las variables químicas e hidráulicas. Algunos de estos trabajos han sido hechos en Rusia y Checoslovaquia, pero no han sido ampliamente divulgados fuera de esos países. Estudios extensivos en la Asociación de Investigaciones sobre el Agua han utilizado cuatro columnas de manto de lodo de 0.3 m de diámetro en paralelo trabajando con las aguas del río Támesis (7), (8). La planta se muestra diagramáticamente en la Fig. 2 y las principales variables investigadas están ilustradas en la Fig. 3.

6.1. Tipo de coagulante, dosis, pH y calidad del agua cruda

Se ha probado que los aumentos en la dosis de coagulantes mejoran la calidad del agua sedimentada y filtrada, así como la longitud de la carrera de filtración. Sin embargo, cuando se usa sulfato de aluminio los niveles de aluminio residual aumentan en el agua sedimentada, Fig. 4.

Paralelamente, los cambios de pH pueden tener una gran influencia en la calidad del agua sedimentada y filtrada. En Medmenham, empleando agua del río Tamesis, se estableció un pH óptimo definitivo de alrededor de 6.8. Resultados con aguas con alto contenido de hierro mostraron una sensibilidad mucho menor (Figs. 5 y 6).

La remoción del color podría predecirse mediante la prueba de jarras, pues se realiza a la dosis óptima sin que se obtenga más rendimiento en la planta.

La calidad del agua cruda tiene un efecto significativo y generalmente definitivo en el comportamiento del manto de lodos y su influencia se puede explicar solo parcialmente midiendo las variables.

6.2. Velocidad de flujo ascendente y profundidad de sólidos

La velocidad de flujo ascendente es un parámetro crítico en diseños de tanques ya que se encuentra directamente relacionada con el costo de capital. La ecuación 2 nos enseña que con un manto establecido si se incrementa la velocidad se aumenta la porosidad y se expande más el manto. Y lo que es más importante, los aumentos de la velocidad acarrearán más floc hasta los filtros (Fig. 7). La magnitud de este efecto depende del tamaño de las unidades ya que en tanques de gran diámetro el incremento de velocidad puede producir turbulencias excesivas y pérdida completa de la suspensión.

Esto será discutido más adelante, en la sección 7.

La mayor profundidad del manto mejora la remoción del floc (Fig. 8). Esto se debe probablemente a un efecto de filtración gruesa en la cual los flocs finos quedan atrapados en el manto.

6.3. Tiempo de retardo

Los experimentos mostraron que es una variable importante el tiempo entre la adición del coagulante y el de la entrada del flujo en el manto. Se logran mejoras en la remoción y alargamiento de la carrera del filtro al permitir tiempos de retardo de hasta diez minutos (Fig. 9).

6.4. Polielectrolitos

Un buen número de polielectrolitos naturales y sintéticos ha sido aprobado últimamente en el Reino Unido para uso en agua potable. Es bien conocido que el empleo de materiales aniónicos y no iónicos con un coagulante primario y de materiales catiónicos solos, puede producir un incremento en la resistencia del floc.

Un número considerable de estos materiales se ha probado en la planta la escala reducida mostrada en la Fig. 2 para examinar su influencia en el comportamiento del manto de lodos (9).

Se ha visto que las dosis limitadas de polímeros pueden mejorar la estabilidad del manto de lodos, incrementar la concentración de sólidos y reducir el acarreo de floc, tal como se puede observar al medir la turbiedad y el hierro o aluminio residuales (Fig. 10). Por otra parte, el uso de sustancias más poderosas con un peso molecular alto puede acortar las carreras de los filtros aun cuando aparezca un mejoramiento en la calidad del agua sedimentada (Fig. 11). Los perfiles de pérdida de carga en los filtros mostraron que

esto se debió a la penetración más reducida del floc, lo que indicó que la dureza del mismo tuvo un efecto mayor que la cantidad. La magnitud de la diferencia depende de la calidad del agua cruda, pues cuanto mejores sean las condiciones del agua con baja proporción de sólidos suspendidos, peor será el efecto producido. Un punto que cabe destacar fue el hecho de que dosis de polielectrolitos por encima del límite óptimo produjeron deterioro de la calidad del agua filtrada (Fig. 12). Este efecto depende también de la calidad del agua cruda. Por lo tanto, se deberá tener sumo cuidado al seleccionar el tipo de polielectrolito que se va a usar y la dosis apropiada que se va a aplicar.

También se vio que el punto en el cual el polielectrolito se agrega es importante tanto en relación con el coagulante primario como con la entrada al reactor. Los resultados más efectivos se obtuvieron cuando el coagulante primario se añadió varios minutos antes de la entrada al tanque y el polímero a la entrada. Cuando existe una zona central de mezcla en el tanque, el tiempo de retardo se puede obtener con facilidad.

7. EFECTO DEL TAMAÑO DEL TANQUE

Ensayos paralelos realizados en la Asociación para la Investigación sobre el Agua, usando 3 tamaños diferentes de tanques (0.3 m, 1.2 m 3.5 m) demostraron que el tamaño de la unidad tiene una influencia considerable en el comportamiento del manto. Sin embargo, los estudios demostraron que había una tendencia grande a que el tanque se volviera inestable con pérdidas del manto de lodos, a medida que el tamaño incrementaba (Fig. 13). Los resultados indicaron que la turbulencia y las corrientes son factores importantes en la estabilidad del clarificador y que sus efectos se hacen más pronunciados a medida que aumenta el tamaño del tanque. Estos factores han limitado el diseño de grandes unidades. El trabajo descrito en la sección 6 indica claramente que es posible emplear mayores velocidades sin producir inestabilidad en tanques de diámetro reducido, en donde se evitan problemas hidráulicos.

8. DISEÑO Y OPERACION DE TANQUES PROTOTIPO

Los principales factores que deben tenerse en cuenta en el diseño y operación de tanques prototipo están indicados en la Fig. 14. Como se ha discutido en la sección 4, existe una variedad de diseños y por tanto los factores que se discuten a continuación son más o menos significativos según el tipo específico de tanque de que se trate.

8.1 Características del Floc.

El carácter del floc es de vital importancia en la operación de cualquier tanque. En la sección 6 se mostró que la calidad del agua cruda, el tipo, la dosis de coagulante, el pH y el uso de polielectrolitos tienen especial importancia en el comportamiento de la planta. Es esencial, por tanto, tener un buen control sobre las condiciones de coagulación para precaverse de los cambios en la calidad del agua cruda. La prueba de jarras y el uso de

monitores de pH y turbiedad pueden ser de gran ayuda en esta labor.

El ajuste artificial de las características del floc se ha conseguido también con la adición de materiales que den peso. Suspensiones de arcilla se pueden usar con algún éxito, y en algunas plantas se ha usado arena fina dosificada con el polielectrolito y recirculada en el manto (Fig. 15).

8.2 Tipos de Entrada.

Cada vez hay mayor evidencia de que el sistema de entrada es muy importante, especialmente en los tanques de manto de lodos totalmente suspendidos.

La mala distribución del flujo y la creación de turbulencias excesivas que pueden crear pobre funcionamiento o posible pérdida del manto son el resultado de un sistema de entrada diseñado inadecuadamente.

Varios estudios se han hecho para desarrollar mejoras en este campo.

Un trabajo realizado en Checoslovaquia sugiere el diseño de entrada con huecos cuidadosamente calibrados (Fig. 16) (10). Gould (11) trabajando en Australia desarrolló un sistema de placas deflectoras (Fig. 17). Ives y Hale (12) hicieron pruebas en modelos para mostrar el efecto de las corrientes en las esquinas de los tanques de sección cuadrada y produjeron su propio sistema de placas deflectoras que mejora el funcionamiento.

Existen en operación tanques de fondo plano en los cuales la entrada se hace a través de una serie de múltiples y hay un diseño francés que usa un flujo pulsante para obtener una distribución pareja, lo que se consigue por medio de una cámara de vacío.

8.3 Control de la Turbulencia dentro del Manto.

Se han hecho intentos para mejorar la estabilidad y la escala de las turbulencias dentro del manto. En un ensayo realizado por la Asociación para la Investigación sobre el Agua se usó una malla de placas verticales interconectadas suspendidas dentro del tanque (Fig. 18). Se hicieron pruebas en tres tanques prototipo, las cuales mostraron un mejoramiento en la estabilidad y la posibilidad de incrementar el flujo ascendente sin deterioro del rendimiento.

8.4 Extracción de Lodos.

La importancia en la profundidad del manto de lodos se mostró en la sección 6.2. Para disminuir los problemas de manejo de los lodos los sólidos deben extraerse de la región en donde están más concentrados. En un tanque divergente esto significa remoción de la parte superior del manto, procedimiento que tiene la ventaja adicional de estabilizar la región de la interfase y que a su vez redundará en mejor funcionamiento de la unidad.

Se ha desarrollado un buen número de los llamados vertederos de lodos (10) (13) (14), en los cuales el fango excedente fluye por un vertedero interno o externo a unas cámaras de concentración (Fig. 19).

Otros métodos incluyen concentradores de caja ajustables, desde los cuales se puede hacer la descarga utilizando un sistema cíclico en forma continua o intermitente.

8.5 Remoción del Agua Sedimentada.

Por lo general el agua sedimentada se remueve de la parte superior del tanque, usando vertederos en V o tubos perforados acomodados a través de la superficie del tanque. Se han hecho trabajos en Checoslovaquia que indican que la profundidad mínima de la zona de agua clara debe ser igual a la mitad de la distancia entre los dispositivos de salida. En general, el diseño de los sistemas de salida no constituye uno de los problemas mayores en el proyecto de clarificadores. Como un esfuerzo por reducir la turbiedad en la zona de agua clara, se ha ensayado insertar módulos tubulares encima del manto de lodos (16) (17) (18). Se considera que se pueden obtener mayores velocidades con este sistema y que las economías en costo de capital pueden cubrir ampliamente el costo de los módulos tubulares. Cuando el clarificador es del tipo de manto de lodos completamente suspendido, los ensayos con dichos módulos deben hacerse en un sector adecuado de la superficie del tanque, como para que el manto alcance a quedar sometido a la velocidad final que debe alcanzar después del aumento de su capacidad. Es la estabilidad del manto el factor que limita la aplicación de dichos módulos tubulares.

9. CONCLUSIONES

1. Debido a los desarrollos modernos en filtración, debe considerarse cuidadosamente si la etapa de sedimentación es necesaria. Sin embargo, la sedimentación no puede descartarse con ligereza, debido a los problemas de pérdida de carga y calidad del agua que pueden resultar por la incorrecta aplicación de la filtración directa.
2. Los sistemas de contacto con sólidos ofrecen la ventaja de flocular el agua en presencia de un manto de lodos que ayuda a atrapar las partículas del floc.
3. Los sistemas de mantos de lodos requieren un control cuidadoso para prevenir la pérdida de sólidos, que puede conducir a la destrucción del proceso combinado de floculación—sedimentación.
4. No se ha desarrollado una teoría adecuada que describa los complejos mecanismos involucrados en los sistemas de contacto con sólidos.
5. Los ensayos en plantas piloto constituyen aún una guía invaluable en el tratamiento requerido para aguas específicas.

6. El tamaño del tanque y el diseño pueden influenciar el comportamiento de los clarificadores debido a la mala distribución del flujo y al desarrollo de turbulencias en ellos.
7. La calidad del agua cruda puede tener una gran influencia en la eficiencia de la sedimentación, aun en los casos en que la coagulación se varía para adecuarla a los cambios de calidad. Las plantas de filtración directa que tratan aguas provenientes de ríos están particularmente sujetas a estos efectos.
8. Los cambios en las condiciones químicas, incluyendo tipo y dosis de coagulante, pH y uso de los polielectrolitos pueden producir modificaciones significativas en la eficiencia de la separación.
9. Deben considerarse como variables hidráulicas importantes la velocidad ascendente y la profundidad del manto de lodos.
10. Para obtener un mejor funcionamiento de este tipo de tanques debe darse particular atención al diseño de entrada, método de remoción de lodos y sistema de obtener el agua sedimentada.
11. Un control efectivo de la coagulación es indispensable para obtener buenos resultados, y el monitoreo de turbiedad y pH del agua cruda y de la sedimentada puede representar una ayuda invaluable.

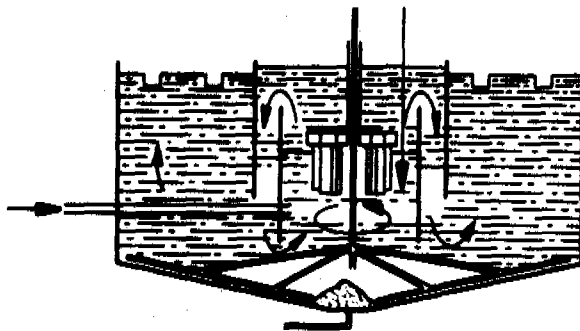
RECONOCIMIENTOS

El autor desea expresar su agradecimiento al Director de la Asociación para la Investigación sobre el Agua por el permiso para publicar este trabajo y a los señores R. Gregory y N. P. Yadav por la ayuda brindada en su preparación.

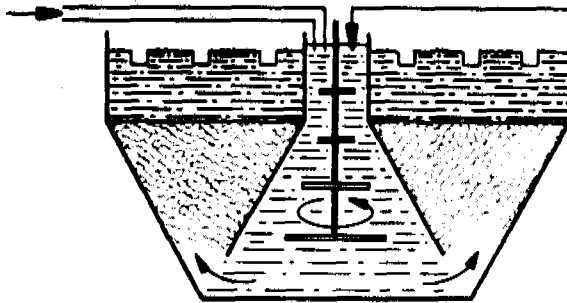
REFERENCIAS

1. Hudson, H. E., "Physical aspects of flocculation". J. Am. Wat. Wks Ass., 1965, 57, pp. 885-892.
2. Ives, K. J., "Theory of operation of sludge blanket clarifiers". Proc. Instn. Civ. Engrs, 1968, 39, pp. 243-260.
3. Brown, J. C. and La Motta, E., "Physical behaviour of flocculant suspensions in upflow". Proc. Am. Soc. Civ. Engrs, J. Sanit. Engng. Div., 1971, 97, (SA-2), pp. 209-224.
4. Bond, A. W., "The behaviour of suspensions". Civ. Engng. Trans, Instn. Engrs. Aust., 1959, CE-1, pp. 1-17.
5. Tesarik, I., "Flow in sludge blanket clarifiers". Proc. Am. Soc. Civ. Engrs, J. Sanit. Engng. Div., 1967, 93, (SA-6), pp. 105-120.
6. Richardson, J, F., and others. "Sedimentation and fluidization"; 4 parts. Trans. Instn. Chem. Engrs, 1954, 32, pp. 35-53; 1960, 38, pp. 33-42; 1961, 39, pp. 348-356; 1961, 39, pp. 357-362.
7. Miller, D. G., and others, "Floc blanket clarification", 3 parts. Wat. Wat. Engng, 1966, 70, pp. 240-245, 291-294, 342-346.
8. Miller, D. G., and West, J. T., "Pilot plant studies of floc blanket clarification". J. Am. Wat. Wks, Ass., 1968, 60, pp. 154-164.
9. Water Research Association: Technical Paper TP. 71, "The effect of polyelectrolytes on floc blanket performance"; by N. P. Yadav. Technical Paper TP. 71 Medmenham, The Association, 1970; var. pag.
10. Mackrle, S., and Mackrle, V. "Slotted sludge blanket type clarifiers". Vodni Hospodarstvi, 1960, pp. 380-384.
11. Gould, B. W. "Low cost clarifier improvement". Aust. Civ. Engng. Constr., 1967, 8, pp. 49-53.

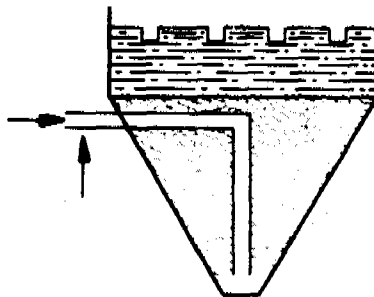
- 12 Ives, K. J., and Hale, P. E., "Sludge blanket clarifier—a practical improvement for hopper shaped tanks". London, Construction Industry Research and Information Association, Rep. No. 20, 1970.
13. Perry, R. W. and Hale, P. E., "Design of floc blanket clarifiers for Burham treatment works of the Medway Water Board". *Wat. Wat. Engng.* 1972, 76, pp. 90–99.
14. Bond, A. W. "Upflow solids contact basins". *Proc. Am. Soc. Civ. Engrs, J. Sanit. Engng. Div.*, 1961, 87, (SA–6), pp. 73–99.
15. Tesarik, I. "Theoretical analysis of the flow in the sludge blanket zone of a suspended bed contact clarifier". *Ist International Conference on Modern Methods of Treating Water, Karlovy Vary, Czechoslovakia, 1966*, pp. 39–51.
16. Culp, G. L. and others. "Tube clarification process – operating experience".
Proc. Am. Soc. Civ. Engrs, J. Sanit. Engng. Div., 1969, 95, (SA–5), pp. 829–847.
17. Livingston, A. P., "High rate treatment evaluated at Buffalo Pound filtration works".
Wat. Sewage Wks., 1970, 117, pp. 192–194.
18. Eunpu, F. F., "High rate filtration in Fairfax County, Virginia".
J. Am. Wat. Works Ass., 1970, 62, pp. 340–345.



a) Sin zona de lodos suspendida y con recirculación

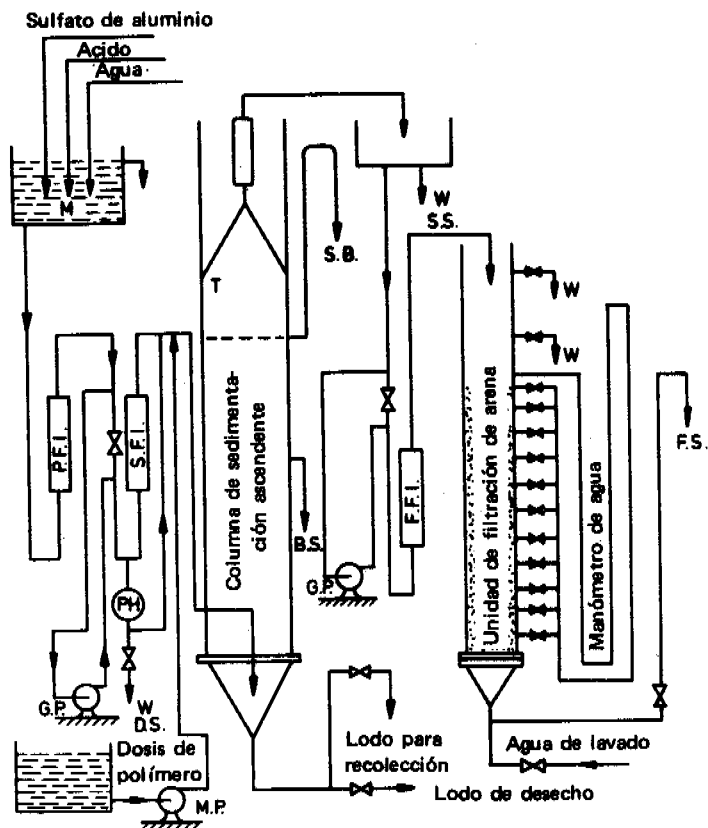


b) Con zona de lodos suspendida y con compartimento central



c) Un solo compartimento con manto de lodos completamente suspendido

FIG. 1 – DISEÑOS BASICOS DE LOS REACTORES DE CONTACTO DE LODOS



- | | | | |
|--------|---------------------------------|--------|---------------------------------|
| W | - Desagüe | F.F.I. | - Indicador de flujo del filtro |
| M | - Mezclador | T. | - Cono de salida |
| PH | - Electrodo de pH | S.B. | - Extractor de lodos |
| S.F.I. | - Indicador secundario de flujo | D.S. | - Muestra dosificada |
| G.P. | - Bomba recíproca | S.S. | - Muestra de agua sedimentada |
| P.F.I. | - Indicador primario de flujo | F.S. | - Muestra de agua filtrada |
| M.P. | - Bomba dosificadora | B.S. | - Muestra del manto |

FIG. 2 DIAGRAMA DE FLUJO DE LAS CUATRO COLUMNAS DE SEDIMENTACION Y FILTROS DE LA PLANTA PILOTO

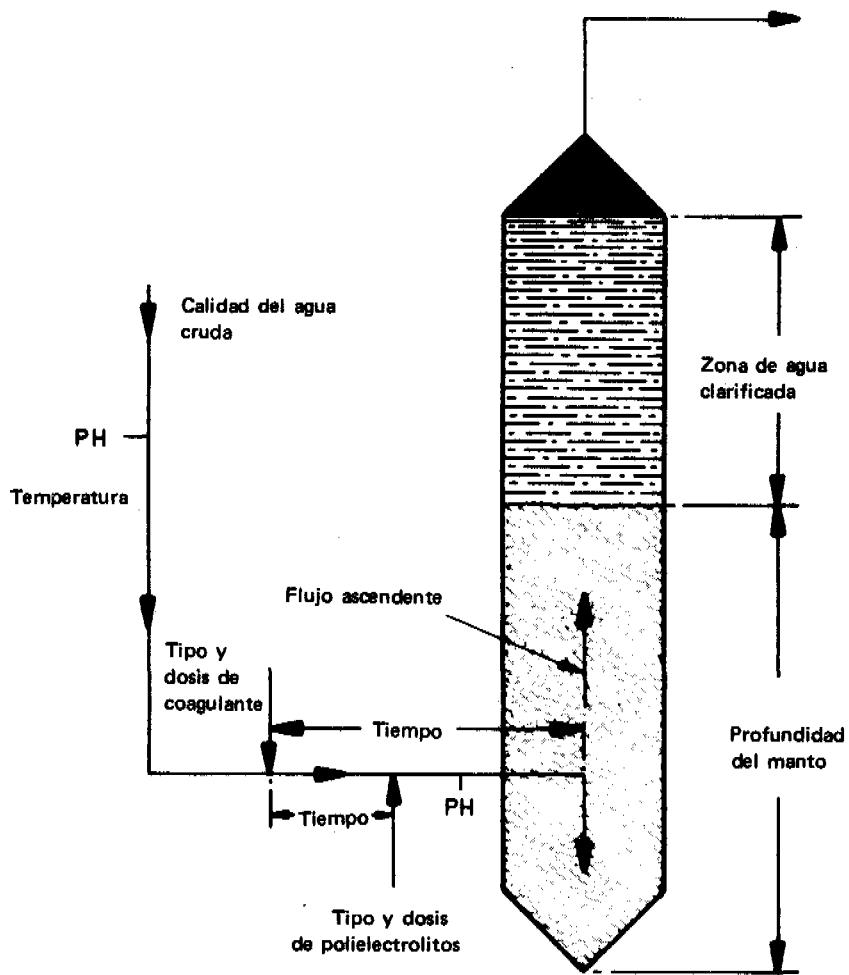


FIG. 3 PRINCIPALES VARIABLES EN LOS ESTUDIOS DE MANTO DE LODOS

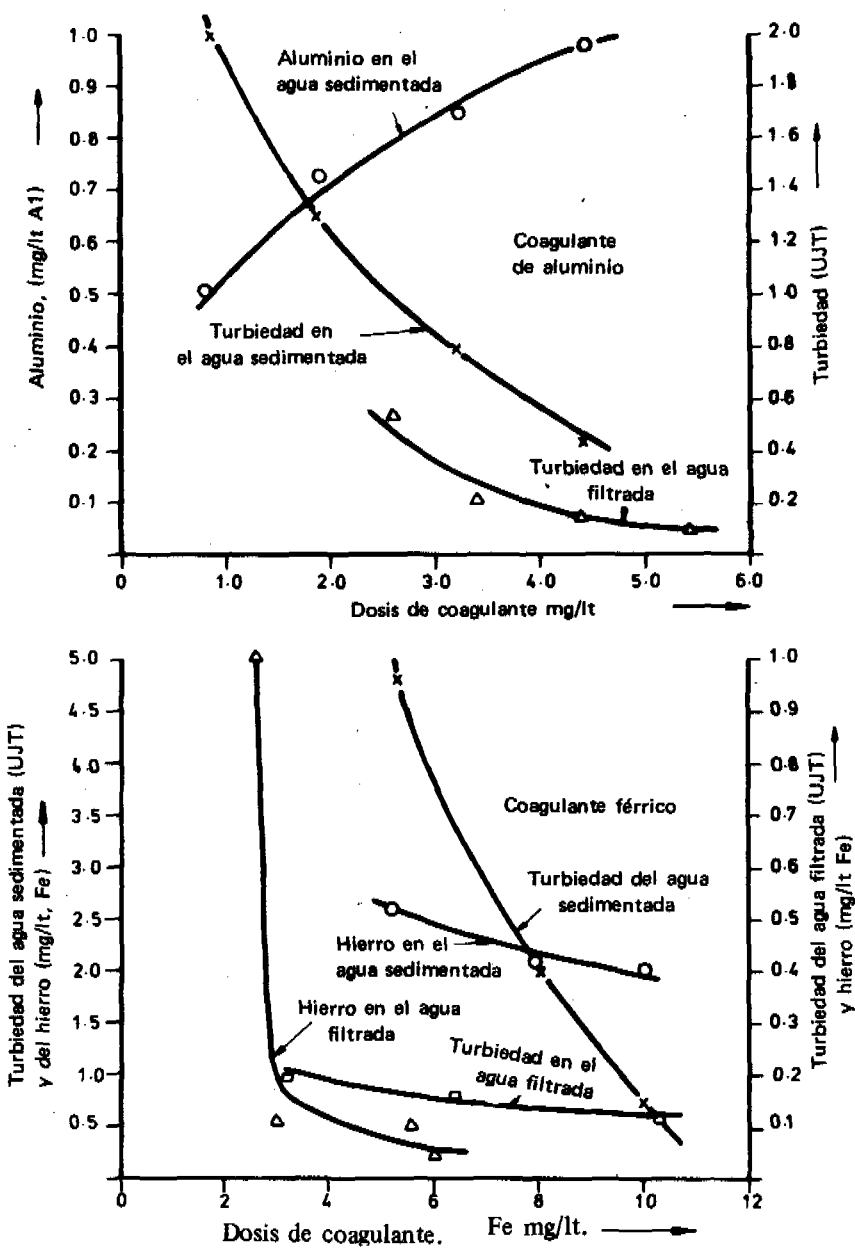


FIG. 4 EFECTO DE LA DOSIS DE COAGULANTE EN LA CALIDAD DEL AGUA SEDIMENTADA Y FILTRADA

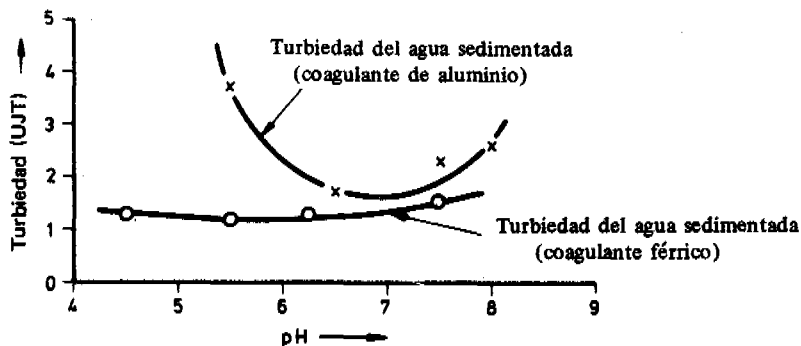


FIG. 5 EFECTO DEL pH EN LA CALIDAD DEL AGUA SEDIMENTADA

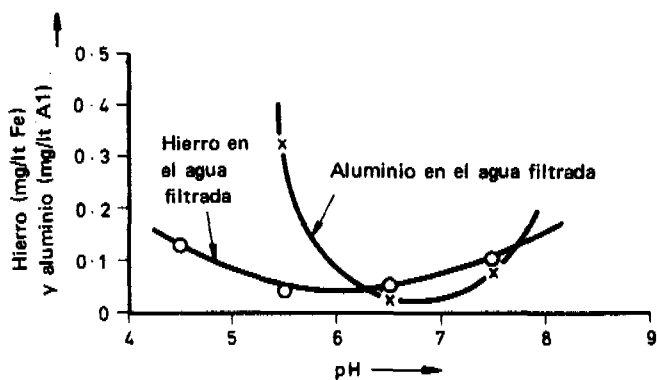


FIG. 6 EFECTO DEL pH EN LA CALIDAD DEL AGUA FILTRADA

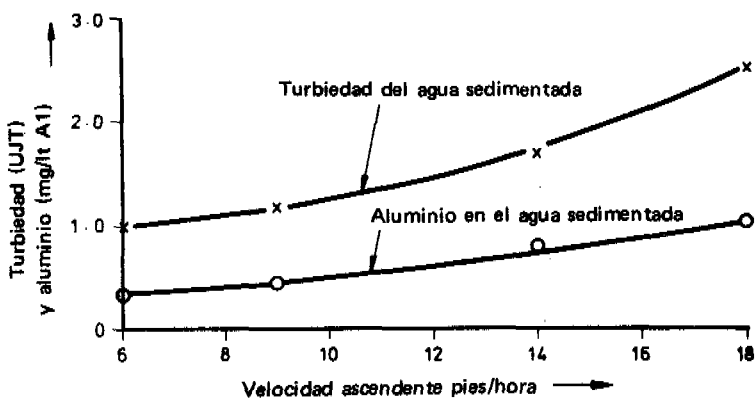


FIG. 7 EFECTO DE LA VELOCIDAD ASCENDENTE EN EL COMPORTAMIENTO DEL MANTO DE LODOS

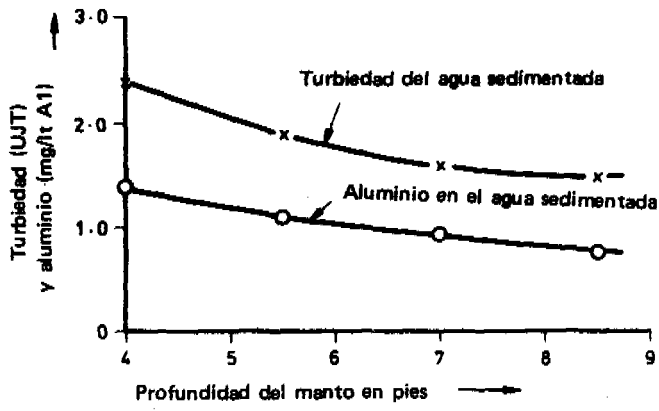


FIG. 8 EFECTO DE LA PROFUNDIDAD DEL MANTO EN EL COMPORTAMIENTO DE LA UNIDAD

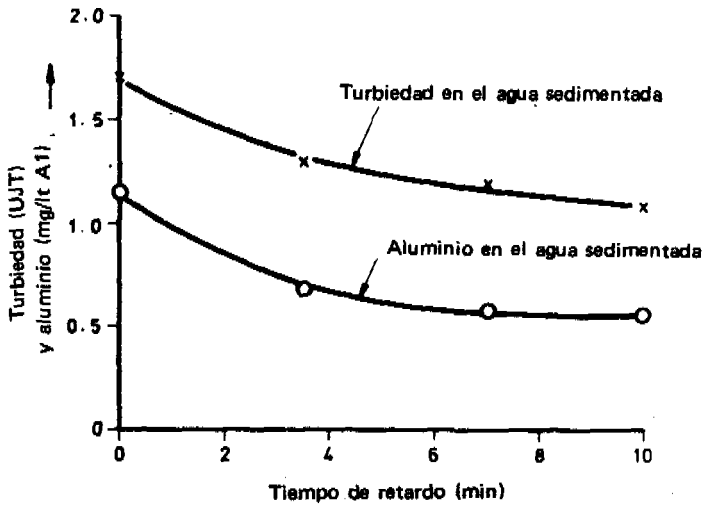


FIG. 9 EFECTO DEL TIEMPO DE RETARDO EN EL COMPORTAMIENTO DEL MANTO

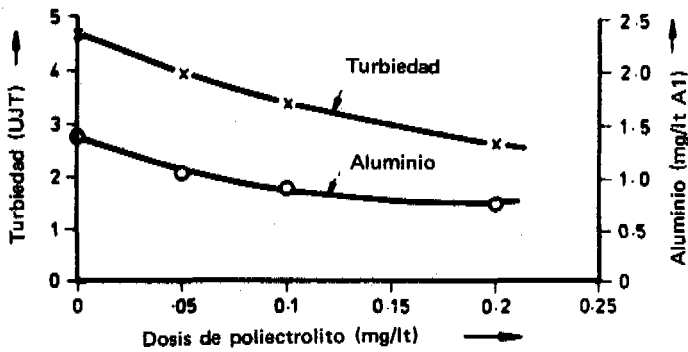


FIG. 10 EFECTO DE LA DOSIS DE POLIELECTROLITO EN LA CALIDAD DEL AGUA SEDIMENTADA

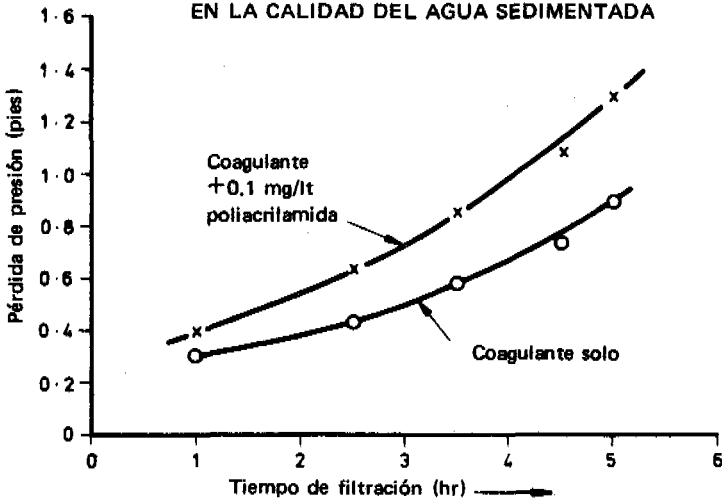


FIG. 11 EFECTO DE LOS POLIELECTROLITOS EN LA RATA DE PERDIDA DE PRESION DEL FILTRO

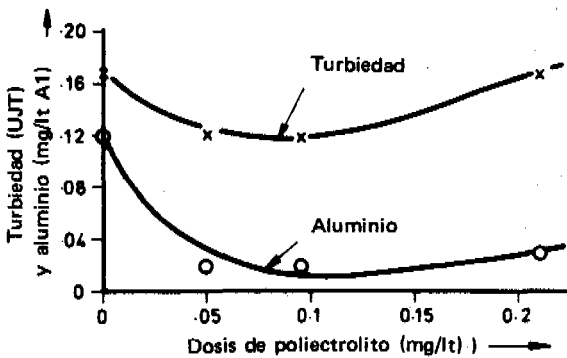


FIG. 12 EFECTO DE LA DOSIS DE POLIELECTROLITO EN LA CALIDAD DEL AGUA FILTRADA

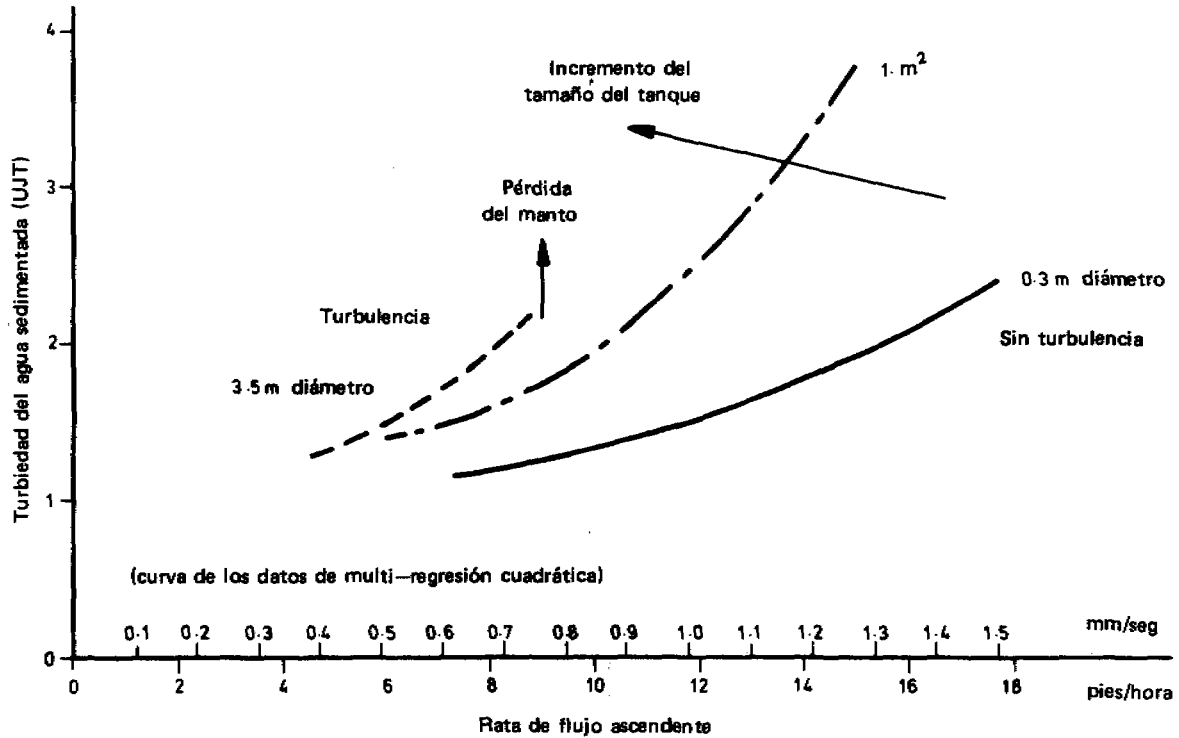


FIG. 13 EFECTO DEL TAMAÑO DEL TANQUE EN SU COMPORTAMIENTO

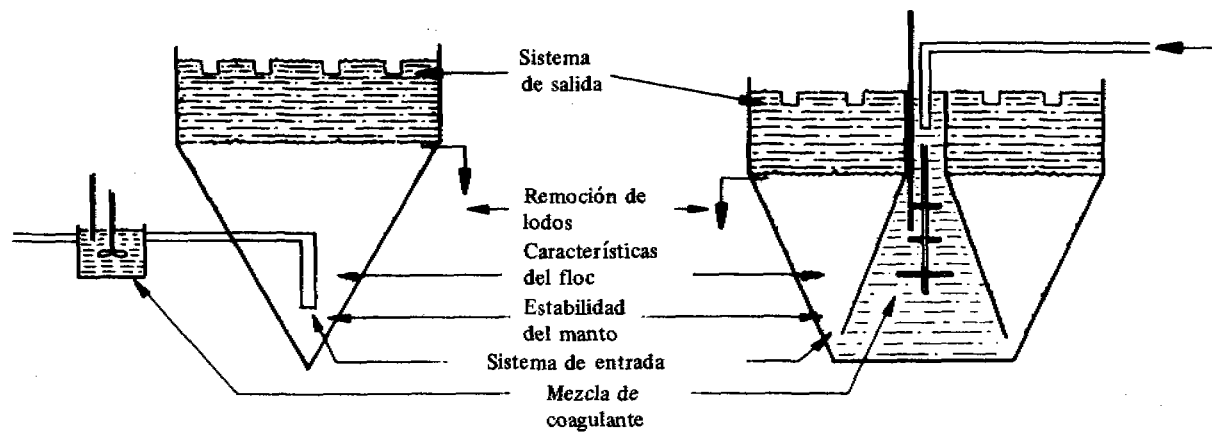


FIG. 14 PRINCIPALES FACTORES DE DISEÑO EN LOS REACTORES DE CONTACTO CON SOLIDOS

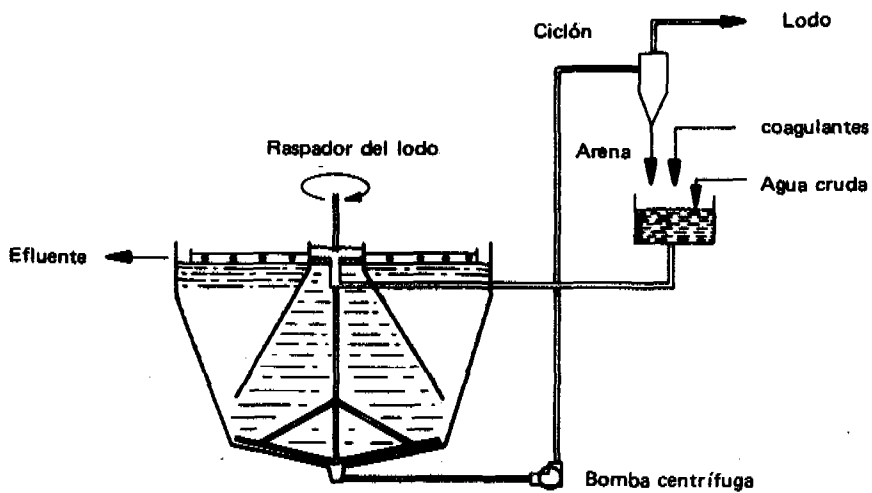


FIG. 15 PROCESO "SIMTAFIER" DE RECIRCULACION DE ARENA

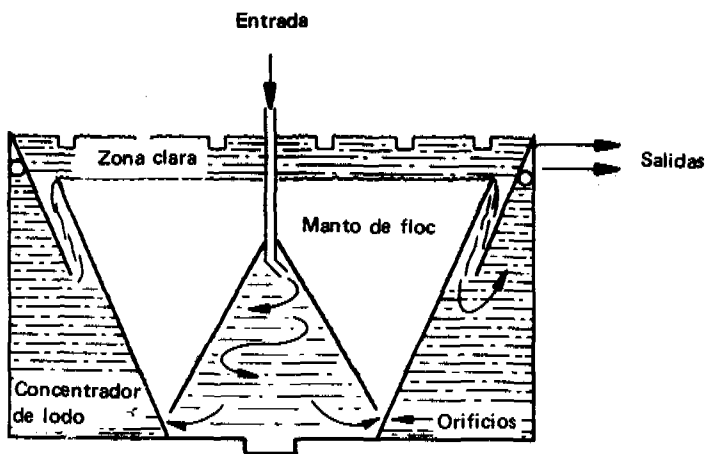


FIG. 16 CLARIFICADOR CHECO "CSAV" DE ORIFICIOS

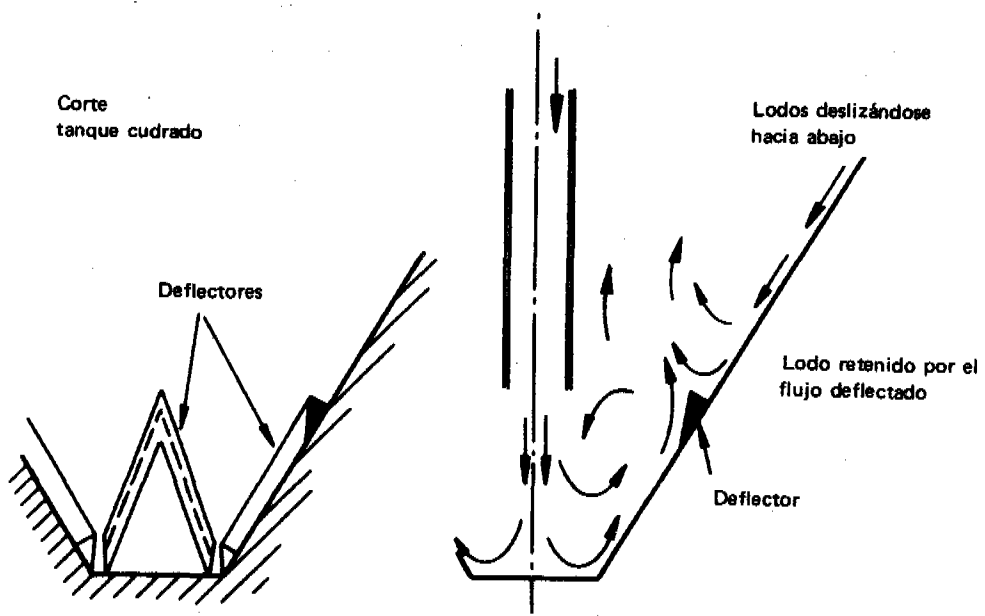
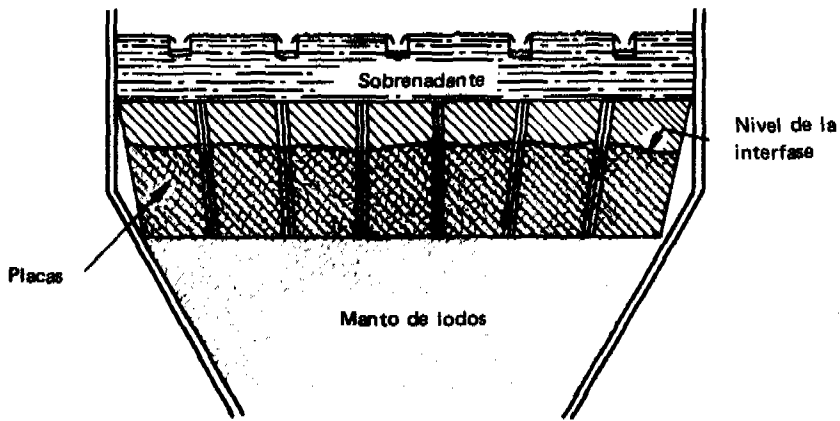
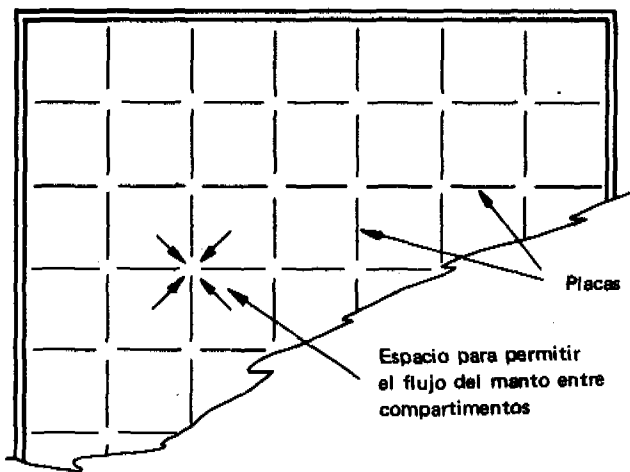


FIG. 17 DEFLECTORES "GOULD" DE RECIRCULACION DE LODOS

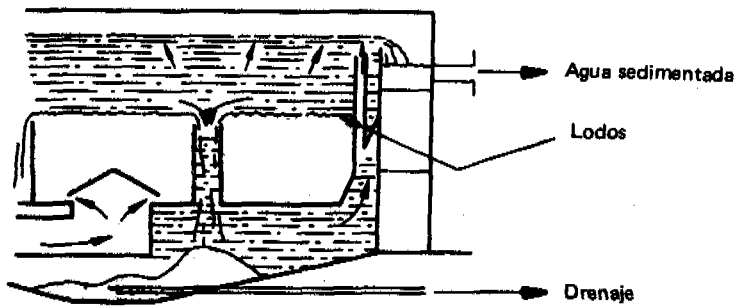


Posición de las placas

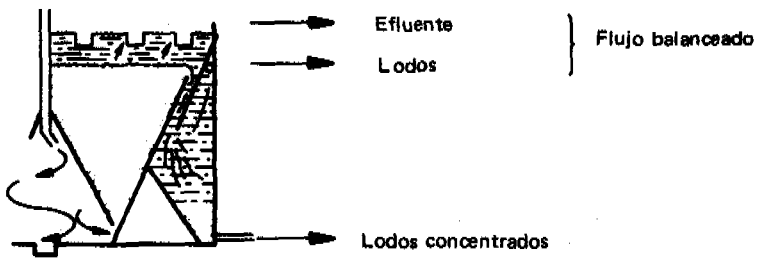


Arreglo de las placas

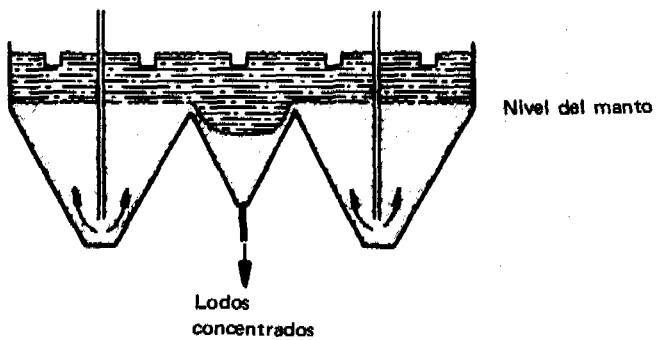
FIG. 18 SISTEMA DE PLACAS VERTICALES COLOCADAS EN LA INTERFASE MANTO-SOBRENADANTE



Sistema Chiyoda (Japón)



Clarificador checo "CSAV"



Bond: Tanques gemelos con concentrador

FIG. 19 VERTEDEROS DE LODOS

ENSAYOS DE DECANTACION DE FLUJO VERTICAL PARA UN INCREMENTO DE CAUDAL EN LOS DECANTADORES PULSADOR "DEGREMONT"

Juan Ramos Tapia* y Víctor Díaz Núñez**

DESCRIPCION GENERAL DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE LA ATARJEA

1. Abastecimiento

El abastecimiento principal de agua potable de la ciudad de Lima proviene de la planta de tratamiento de La Atarjea, que se encuentra a 6 kms de la plaza principal de la ciudad.

El abastecimiento de la planta de La Atarjea se hace todo por gravedad con aguas del río Rímac. Este río se caracteriza por sus crecidas violentas, con alto grado de sedimentos en suspensión durante el verano y poco volumen, con baja turbiedad, durante las otras estaciones del año.

2. Captación

El caudal máximo de captación es de 20 m³/seg, correspondiendo 15 m³/seg en la bocatoma construida entre los años 1965-1967 sobre el río Rímac y 5 m³/seg en la antigua bocatoma sobre el río Surco (derivación del Rímac). Este volumen de captación es afectado seriamente por el atascamiento de las rejillas, debido a vegetación flotante que arrastra el río.

3. Desarenación

Los desarenadores retienen arena de 0.03 mm a 0.08 mm de diámetro. La arena o limo que no fueran retenidos en estas unidades, quedan en el estanque regulador o en los tanques de la primera sedimentación, según las alternativas de operación que se adopten.

* Jefe del Departamento Técnico de la Superintendencia de la Planta de Tratamiento de Agua Gustavo Laurie Solís, Empresa de Saneamiento de Lima (ESAL) - Lima, Perú.

** Jefe de la Sección de Mantenimiento de la Superintendencia de la Planta de Tratamiento de Agua Gustavo Laurie Solís, Empresa de Saneamiento de Lima (ESAL) - Lima, Perú.

4. Estanque Regulador

Es un embalse de 500,000 m³ de capacidad que tiene tres funciones fundamentales: mantener el flujo regular de la planta; evitar las avenidas con alta turbiedad y, por su período de retención de más de 10 horas, sedimentar el agua. Anualmente se elimina en períodos de limpieza entre 40 a 100 mil m³ de lodos en solo 20 a 25 días, lo que representa enorme economía para la planta. El estanque regulador tiene un período de retención de 14 horas para el caudal actual de tratamiento de 8 m³/seg.

5. Sedimentación

La descarga del estanque pasa a dos floculadores hidráulicos de tabiques de flujo horizontal y 10 unidades de sedimentación de 40 metros de ancho por 60 metros de largo y 3 metros de profundidad. Cuando la turbiedad del agua cruda sobrepasa los 1000 U. J. se le aplican coagulantes en esta etapa.

De allí el flujo sigue hasta los decantadores tipo pulsador Degremont, previa una nueva aplicación de sulfato de aluminio.

Los pulsadores fueron inicialmente 4 para un caudal de 5 m³/seg y 12 años después, con motivo de las obras de ampliación, se construyeron dos decantadores más, elevando así la capacidad de la planta a 7.5 m³/seg; actualmente la planta viene trabajando con 8 m³/seg en promedio.

6. Filtración

La filtración está constituida por 36 unidades con un área superficial de 3,600 m². Después de la ampliación mencionada quedaron trabajando con 192 m³/m²/día y carreras de 30 a 72 horas. Se le hicieron algunas modificaciones de carácter hidráulico.

7. Desinfección

El agua filtrada recibe una cloración final.

NUEVA AMPLIACION

El incremento explosivo de la población de la ciudad de Lima, así como la necesidad de extender los servicios a áreas no cubiertas anteriormente, plantearon la necesidad de incrementar de nuevo la capacidad de la planta, llevándola desde 7.5 hasta 10 m³/seg. Para poder lograr esto, se pensó en utilizar algunos de los nuevos conceptos de tratamiento del agua y, bajo la asesoría del Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente, CEPIS, se planearon una serie de ensayos sobre los dos procesos más importantes: Filtración y Decantación.

1. Ensayos sobre Filtración

En los meses de diciembre de 1970 y enero de 1971, se construyeron tres filtros piloto con la finalidad de estudiar el comportamiento de los filtros de arena y antracita con una velocidad de filtración de $240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$, necesaria para aumentar el flujo de la planta hasta $10 \text{ m}^3/\text{seg}$.

Se ensayaron 10 lechos mezclados de arena y antracita, obteniéndose el mejor resultado con una arena de 0.55 mm de diámetro efectivo y 1.65 de coeficiente de uniformidad; y antracita de 1.20 mm de diámetro efectivo y 1.1 de coeficientes de uniformidad. En el Cuadro 1 se dan los lechos ensayados durante el año 1971 y los primeros meses de 1972; en el momento, se prepara la prueba de este lecho a escala de un filtro prototipo.

Cuadro 1 – Estudios sobre Lechos Filtrantes en Filtros Piloto

Lecho	Arena	Espesor	Antracita	Espesor
1	DE 0.78 CU 1.56	0.15	DE 1.20 CU 1.65	0.60
2	DE 0.55 CU 1.65	0.15	DE 1.00 CU 1.65	0.55
3	DE 0.55 CU 1.65	0.15	DE 1.40 CU 1.65	0.55
4	DE 0.78 CU 1.56	0.20	DE 1.20 CU 1.60	0.60
5	DE 0.55 CU 1.65	0.15	DE 1.00 CU 1.65	0.55
6	DE 0.78 CU 1.56	0.70	----- ---	---
7	DE 0.78 CU 1.56	0.20	DE 1.20 CU 1.10	0.60
8	DE 0.55 CU 1.65	0.15	DE 1.20 CU 1.10	0.55
9	DE 0.55 CU 1.65	0.15	DE 0.90 CU 1.60	0.55
10	DE 0.55 CU 1.65	0.15	DE 1.40 CU 1.10	0.55

2. Ensayos sobre Decantación

En los primeros meses del presente año, se inició la instalación de los clarificadores modelo, para estudiar el comportamiento de ellos al incrementar el flujo de 7.3 cm/min a 9.7 cm/min. Antes de entrar en el estudio detallado de los ensayos realizados, que son el asunto principal del presente trabajo, vamos a describir la forma como funcionan los pulsadores Degremont.

CARACTERÍSTICAS DEL DECANTADOR DEGREMONT

El decantador Degremont es de flujo vertical, de forma circular y mide 40 mts de diámetro por 5 mts. de alto. Está diseñado para un flujo de $1.25 \text{ m}^3/\text{seg}$, con un área total de 1225 m^2 ; los concentradores se encuentran ocupando un diámetro del decantador con un ancho de 5 mts y un área de 196.80 m^2 . La campana de vacío se encuentra al centro del decantador, en la zona inferior y cubriendo el área de la base están los tubos de distribución con orificios en la parte inferior, encima de los cuales se encuentran las placas deflectoras de sección en "V" invertida.

En la zona superior están los tubos colectores distribuidos en toda el área del decantador; estos convergen hacia los canales de salida del agua decantada. Esta disposición del afluente y del efluente asegura un flujo vertical y homogéneo.

1. Pulsaciones

Las pulsaciones se efectúan por medio de bombas de vacío, que se encuentran conectadas a una campana central en donde se produce una presión negativa que eleva el nivel del agua dentro de la misma. Este nivel es previamente regulado por medio de una boya con interruptor eléctrico, que opera las válvulas que la conectan con la presión atmosférica, motivando la caída del volumen almacenado en la campana hasta llegar al límite inferior en el que la misma boya cierra las válvulas, comenzando a partir de este instante un nuevo ciclo.

El primer período, de contracción o acumulación del volumen de agua en la campana, disminuye la velocidad de flujo en el decantador y por lo tanto produce una contracción ligera del manto, tiene una duración de 20 a 30 segundos; el segundo, de expansión o caída del volumen acumulado, produce un aumento de velocidad en el decantador, tiene una duración de 10 a 15 segundos.

La duración de los dos períodos es regulable así como el volumen de agua acumulada en la campana, según la naturaleza del tratamiento.

2. Purgas

El exceso de lodos cae en los concentradores, de donde es extraído por válvulas

conectadas a un crono-contacto eléctrico, que controla el período de abertura de las válvulas, así como el intervalo entre los impulsos. Las purgas se regulan proporcionalmente al volumen de acumulación de lodos en los concentradores; existen además válvulas de emergencia que son usadas en casos de accidentes por alta turbiedad o mala operación (ver Figuras 2 y 3).

3. Manto de Lodos

La materia en suspensión forma el manto de lodos, el cual se comporta como un filtro poroso expandido por la velocidad ascendente del flujo.

Dentro del clarificador, el manto de lodos se sitúa en una zona determinada, comprendida entre los deflectores y el nivel de rebose de los concentradores. Existen por lo tanto tres zonas claramente definidas en donde las velocidades son diferentes: a) zona de amortiguación, constituida por los deflectores, tiene 0.45 mts de altura; b) zona de lodos (entre ellos y el borde superior de los concentradores), tiene 1.33 mts de altura; y c) zona de aguas claras, por encima de los concentradores hasta las tuberías perforadas de recolección. La velocidad es decreciente de abajo hacia arriba, y varía con el tiempo durante los períodos de expansión y contracción del manto (véase el cuadro 2).

Los tubos colectores de agua decantada se encuentran sumergidos para asegurar un igual ingreso de caudal por sus orificios superiores.

ESTUDIO PRELIMINAR DEL PROTOTIPO

A fin de conocer el comportamiento actual del manto de lodos de los decantadores de la planta de tratamiento y poder relacionar los diferentes factores que intervienen en la decantación, se procedió a realizar un muestreo de uno de los pulsadores. Con este objeto, se dividió dicho pulsador en 4 cuadrantes, en los cuales se marcaron puntos homólogos y característicos: dos puntos en los concentradores y uno en la zona más alejada del concentrador como se muestra en la figura 3. En cada punto de los escogidos se tomaron cuatro muestras: dos en la zona inferior o sea la más próxima a los deflectores y otras dos en la zona superior, o sea ligeramente bajo el nivel del concentrador.

En cada punto se tomaron las muestras durante dos tiempos distintos: la primera se tomó antes de que la campana de vacío descargara el flujo y el manto se encontrara contraído; la segunda al final de la descarga, momento en el cual el manto se expande por la mayor velocidad ascendente del flujo. Se procuró tomar las muestras a una misma hora, a razón de un cuadrante por día, con un equipo especialmente construido al efecto.

La muestra recolectada con este equipo se pasaba a probetas graduadas, las cuales se dejan reposar por 24 horas, tomando durante este lapso la lectura del volumen del lodo sedimentado. A fin de romper los puentes que se forman en el fondo de las probetas, éstas se golpeaban cada cuatro horas dejándolas caer un determinado número de veces desde

una altura de 1 cm. Con los datos así obtenidos se elaboraron tablas como las que muestra el Cuadro 3. Del estudio de dichas tablas se puede deducir lo siguiente:

a) El efecto de las pulsaciones altera la concentración del manto de lodos. La concentración de ellos en la parte inferior cuando el manto está expandido es siempre mayor que cuando está contraído, al contrario de lo que podía esperarse. Esto quizás se debe a que en el momento que entra el flujo proveniente de la cámara de vacío, los lodos se expanden y se entremezclan con los que van sedimentando produciendo una mayor concentración en esa zona.

b) En la zona superior en cambio, por estar muy próxima a la interfase, la concentración de lodos es baja en casi todas las muestras y no existe mayor diferencia entre los tiempos 1 y 2; es decir, tiempo de expansión y tiempo de contracción del manto, lo que hace suponer que el efecto de las pulsaciones no llega hasta esa zona en forma sensible.

c) La concentración del manto de lodos es similar entre los cuadrantes de una misma mitad, o sea entre los cuadrantes 1 y 2, ó 3 y 4; pero existe una diferencia entre las dos mitades del decantador.

d) En general estas diferencias no son significativas, por tanto se puede concluir que el manto se establece en el decantador en forma homogénea, sin dejar sectores de baja densidad o "huecos" por donde pueda pasar el flujo sin interaccionar con las partículas suspendidas.

e) Se ha notado, cuando se vacía el decantador, que el nivel de los lodos depositados en la superficie del fondo era uniforme cuando se estaban realizando las pulsaciones; cuando esto no ocurría el nivel era desuniforme, lo que confirma los datos encontrados en el muestreo.

f) De lo anterior se puede deducir que el efecto de las pulsaciones es mantener los lodos, especialmente los de la parte baja, en expansión, para evitar que sedimenten durante el proceso, y hacer que el exceso de ellos caiga en el concentrador central, desde donde son extraídos periódicamente.

EXPERIMENTOS REALIZADOS EN LA PLANTA PILOTO

1. Descripción de la Planta Piloto

Consta de dos tubos de plexiglass de 8" de diámetro por 2.68 mts de altura, dentro de los cuales va un tubo de 4" de diámetro por 1.81 mts de altura, que reemplaza al concentrador. El diseño se hizo tomando en cuenta la igualdad de velocidad en las distintas etapas del proceso de decantación en los pulsadores prototipo. En el Cuadro 2 se incluye estas velocidades. Las pulsaciones en las muestras se hicieron utilizando un depósito de agua que se descargaba cada cierto tiempo por medio de un sifón, en el que tanto el volu-

men de carga como el período de descarga son regulados a voluntad.

Las purgas se hicieron con un crono--contacto eléctrico que accionan una válvula de solenoide y que podía ser regulable. Los volúmenes equivalentes de tratamiento para $1.25 \text{ m}^3/\text{seg}$, y $1.66 \text{ m}^3/\text{seg}$ del prototipo, fueron de $1,560 \text{ cm}^3/\text{min}$ y $2,000 \text{ cm}^3/\text{min}$ respectivamente en los clarificadores modelo.

La dosificación se hizo con botellas de vidrio a las cuales se les había adosado un sistema de "venoclysis", similar al utilizado para la inyección de suero. La solución de sulfato de aluminio tenía una concentración del 1%. La figura 12 incluye el plano general y los detalles de los clarificadores piloto .

Los ensayos se controlaban cada hora durante 10 horas al día, con toma de muestras horarias de caudal, ciclo de pulsaciones o purgas, toma de muestras de turbiedad afluente y efluente, pH, nivel de la interfase y apreciación visual del tamaño del floc, utilizando un índice similar al de Willcomb.

La dosificación se efectuó, tomando en cuenta los resultados de las pruebas de jarras, aplicando solamente un porcentaje de lo que ellas predecían como dosis óptimas. Se consideró como nivel normal de la interfase el que existía cuando ésta estaba a ras con el vertedero del concentrador. Se tomaron también lecturas de las concentraciones de lodos, las que fueron leídas en forma similar a la empleada en los estudios de los prototipos.

2. Ensayos Realizados

El propósito principal de estas pruebas fue determinar si al elevar la velocidad en los clarificadores, desde $1.21 \text{ mm}/\text{seg}$ hasta $1.62 \text{ mm}/\text{seg}$ en el manto de lodos; es decir, lo necesario para incrementar el flujo de la planta desde $7.5 \text{ m}^3/\text{seg}$, hasta $10 \text{ m}^3/\text{seg}$, se obtiene un funcionamiento aceptable de los pulsadores sin que se produzca un arrastre del manto de lodos. Se fijó un límite de 10 U. J. como máximo de turbiedad permisible en el efluente.

3. Resultados de los Ensayos

Primera Serie de Ensayos.— Para conseguir informes a este respecto fueron realizadas en total siete series de ensayos en las que se trató de establecer parámetros que pudieran servir para determinar la viabilidad del proyecto.

El primer ensayo tuvo la finalidad de comparar el funcionamiento de un clarificador prototipo funcionando con $1.25 \text{ m}^3/\text{seg}$ con un clarificador piloto bajo las mismas condiciones y otro clarificador piloto trabajando con $1.66 \text{ mm}/\text{seg}$ de velocidad ascendente y una dosis 30% superior de coagulantes.

Fue escogida una dosis 30% superior como la máxima permisible, tomando en cuenta consideraciones de orden económico. Las pulsaciones y purgas, tanto en el clarificador prototipo como en los pilotos, fueron iguales.

La Figura 4 presenta un ejemplo del tipo de curvas obtenido en esta serie de ensayos; estudiándolas se puede observar que la calidad del efluente de los clarificadores modelo es generalmente mejor que la del prototipo, debido quizás a que éste está sometido a corriente de convección y a otras alteraciones del flujo, a las que no están sometidos los clarificadores modelo. Los clarificadores piloto 1 y 2 presentaron un comportamiento similar. El 2 tiene una turbiedad efluente ligeramente superior a la del 1. Por otro lado, se observa que a mayor concentración de lodos menor turbiedad del efluente.

La Figura 5 presenta una condición de funcionamiento anormal de los clarificadores, en la cual se produjo una alta turbiedad durante las primeras horas del día. Se puede observar que este súbito aumento de turbiedad no ha afectado notablemente el funcionamiento de los clarificadores. Sin embargo, las turbiedades fueron ligeramente mayores.

Segunda Serie de Ensayos.— Tuvo por objeto determinar la influencia de la intensidad de las pulsaciones en la calidad del efluente. En un primer grupo, se disminuyó el régimen de pulsaciones dejando tiempos de expansión y contracción de 7 y 17 seg respectivamente. En otro grupo de ensayos se aumentó el volumen descargado dejando ciclos de expansión y contracción de 5 y 32 seg. En un último grupo de ensayos, se disminuyó el volumen descargado hasta 150 cm^3 , produciendo ciclos de expansión y contracción de 6 y 30 seg.

En los tres casos el comportamiento de los clarificadores fue similar, sin que se pudiera observar cambios apreciables en la turbiedad efluente con respecto a los ensayos anteriores. Parece por tanto que la función básica de las pulsaciones se circunscribe a distribuir el manto de lodos en la superficie del decantador, impidiendo la sedimentación de los flocúlos, pero no afecta mayormente la capacidad de clarificación del pulsador. Asimismo, se apreció que la concentración de lodos es mayor con menor volumen de pulsaciones, señal de que existe una tendencia a la sedimentación. La observación de los clarificadores piloto demostró que el efecto de las pulsaciones sólo se nota en la parte inferior del manto, pero no llega hasta la zona superior. Esto se había observado al hacer el estudio del pulsador prototipo (Cuadro 5 y Figuras 6 y 7).

Tercera Serie de Ensayos.— Tuvo por objeto determinar la eficiencia de los clarificadores piloto trabajando con altas turbiedades, ya que en todos los ensayos realizados anteriormente, la turbiedad del afluente era inferior a 100 U. J. También se quiso observar la influencia del ciclo de pulsaciones con turbiedades altas. Se mantuvo igual la velocidad de flujo en los dos clarificadores (1.66 mm/seg). En el primer ensayo el volumen de pulsaciones para los clarificadores 1 y 2 fue de 250 cm^3 ; en el segundo fue de 325 cm^3 y de 150 cm^3 para el clarificador 1. El afluente con turbiedad alta fue preparado extrayendo sedimentos del estanque regulador y mezclándolos con los lodos de la ribera del río Rímac. Esta mezcla fue agitada constantemente por una bomba en circuito cerrado.

Las dosis de coagulante fueron iguales para los dos clarificadores. En la figura 8 se observa el comportamiento del clarificador piloto con estas altas turbiedades.

Se puede ver que la turbiedad efluente aumentó cuando la turbiedad afluente llegó a cerca de 1000 U. J., y disminuyó al bajar ésta a cerca de 500 U. J. En ambos casos, sin embargo, la turbiedad de los clarificadores 1 y 2 fue similar. No se nota ninguna diferencia por efecto del distinto ciclo de pulsaciones que tenía cada uno de los clarificadores. Lo mismo puede observarse de los otros ensayos realizados (Cuadro 6 y Figuras 9 y 10).

Los ensayos 4, 5, 6 y 7 tuvieron como objetivo principal apreciar el comportamiento de los clarificadores con polielectrolitos y el efecto de la sobredosis en el manto de lodos. Se pudo observar que los polielectrolitos, en general, mejoraban ligeramente la calidad del efluente, pero no densificaban el floc.

El polielectrolito ensayado -CAT Floc 253- fue el que dio mejor resultado de una serie de ellos que fueron ensayados en prueba de jarras.

Se verificó que la concentración de lodos es mayor con la aplicación de polielectrolitos y se observó también que la acción de éstos perdura en el clarificador alrededor de 48 horas sin que se haga una nueva aplicación.

Los ensayos para determinar la influencia de la sobredosis mostraron que, a medida que la dosis de coagulantes iba aumentando desde 50% de la dosis óptima en la prueba de jarras, hasta 200% de la misma, la concentración de los lodos en el clarificador piloto iba disminuyendo.

Además se observó repetidas veces que cuando el manto de lodos se fluidificaba y empezaba a salir en el efluente, al suspender la dosificación de coagulantes se producía una inmediata contracción del mismo. Esta experiencia fue verificada en el prototipo, en momentos en que se tuvo problemas con la expansión excesiva del manto de lodos, y se pudo comprobar que el cortar la dosificación, por poco tiempo, hacía regresar el decantador a su trabajo normal (Cuadro 7 y Figura 11).

CONCLUSIONES

a) Los ensayos que se realizaron en la planta Gustavo Laurie Solís, además de los varios datos técnicos obtenidos, sirvieron para que el personal a cargo de la operación y el mantenimiento de la planta comprendiera muchos de los fenómenos y procesos que estaban siendo utilizados. Esto promovió un espíritu de investigación que fue, tal vez, una de las más valiosas consecuencias de los experimentos efectuados.

b) Con respecto a la sedimentación, se puede concluir que es posible trabajar con 1.66 mm/seg de flujo ascendente en los clarificadores piloto (equivalente a 10 m³/seg en la planta de tratamiento), sin el uso de polielectrolitos, y obteniendo un efluente que es ligeramente peor o tan bueno como el que se consigue con una velocidad ascendente promedio de 1.22 mm/seg.

c) Si se desea disminuir la turbiedad del efluente, puede ser útil el uso de polielectrolitos como los ensayados. Igualmente, la turbiedad efluente mejora al aumentar en un 30% la dosificación que se está usando actualmente en la planta de tratamiento; hasta qué punto se justifique esto depende de consideraciones de orden económico. Aparentemente, durante el período de alta turbiedad, si se utilizan filtros de arena y antracita, no parece que las altas turbiedades afluentes los afecte de manera perjudicial.

d) En vista de las conclusiones anteriores, desde el 13 de julio de 1972 se puso a trabajar un pulsador prototipo, con la velocidad de 1.66 mm/seg. Los resultados han sido, hasta ahora, muy similares a los obtenidos en la planta piloto.

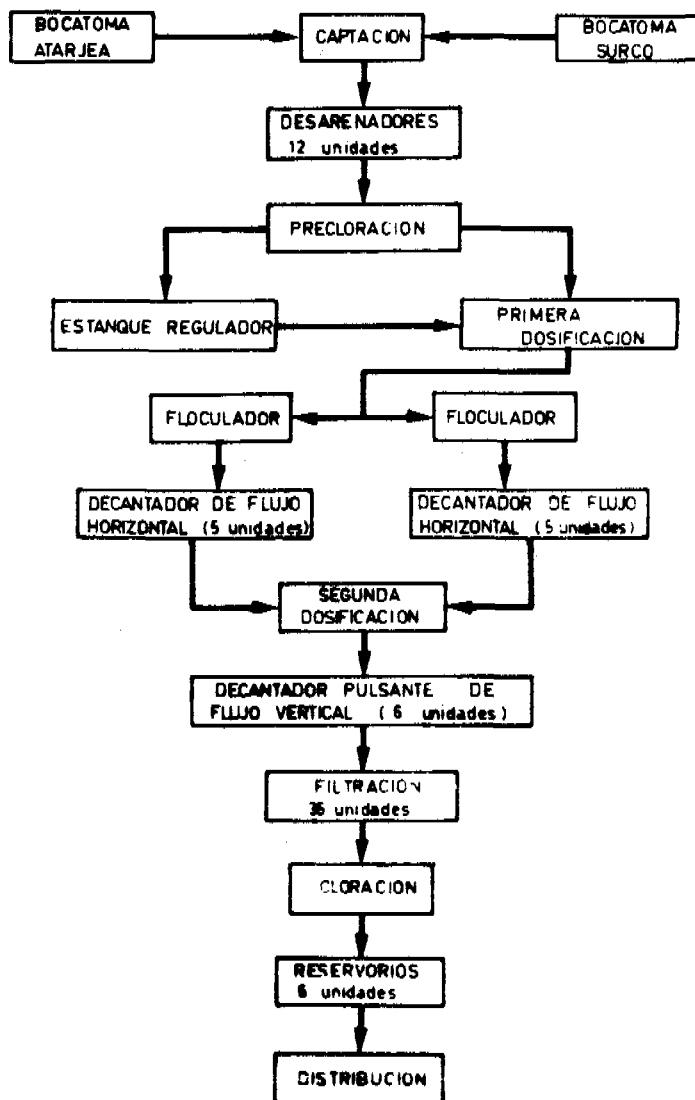
CONSIDERACIONES DE ORDEN ECONOMICO

Las economías producidas por este sistema de expansión de la planta de tratamiento (medios dobles de arena y antracita y sobrecarga de los decantadores) son considerables. Un estimado inicial de lo que costaría la expansión de la planta por métodos convencionales adicionando nuevas unidades, arrojó la cifra de 200 millones de soles. El costo estimado de la ampliación por el sistema descrito es de apenas 20 millones de soles, lo que representa el 10% de la inversión que hubiese habido que hacer.

AGRADECIMIENTOS

Los autores desean manifestar su agradecimiento a los ingenieros Jorge Arboleda y Ernesto Maisch, por la dirección y organización del presente trabajo y al personal de ingenieros y empleados de la planta Gustavo Laurie Solís por su valiosa cooperación.

ESQUEMA GENERAL DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA DE LA ATARJEA



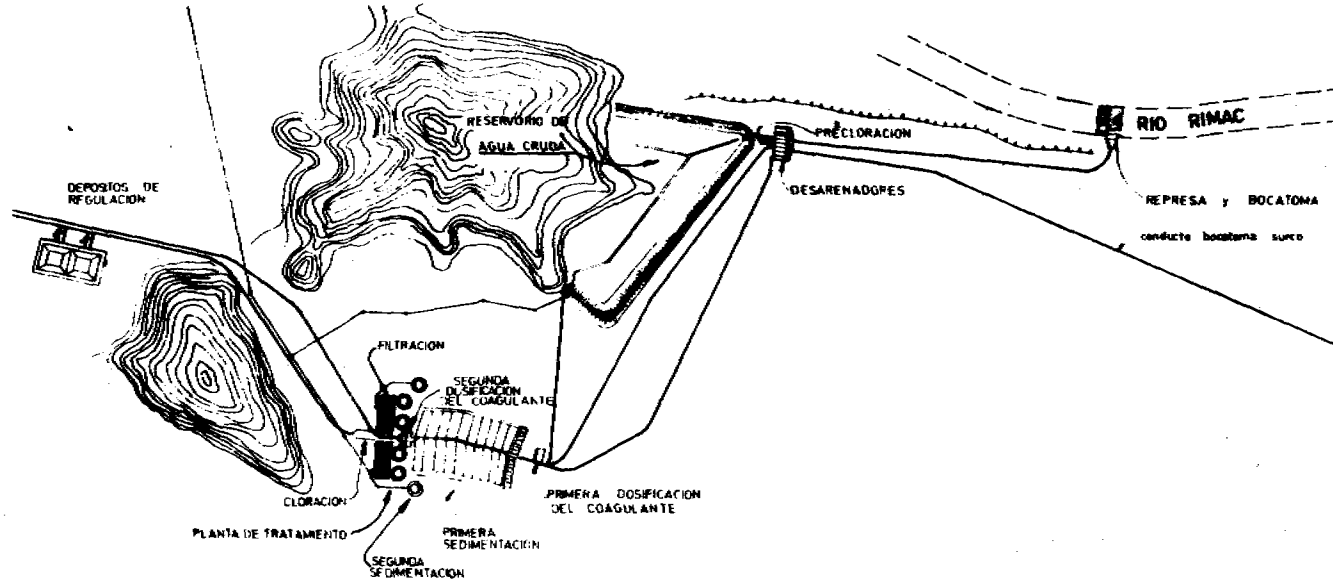


FIG N° 1

DECANTADOR PULSATOR

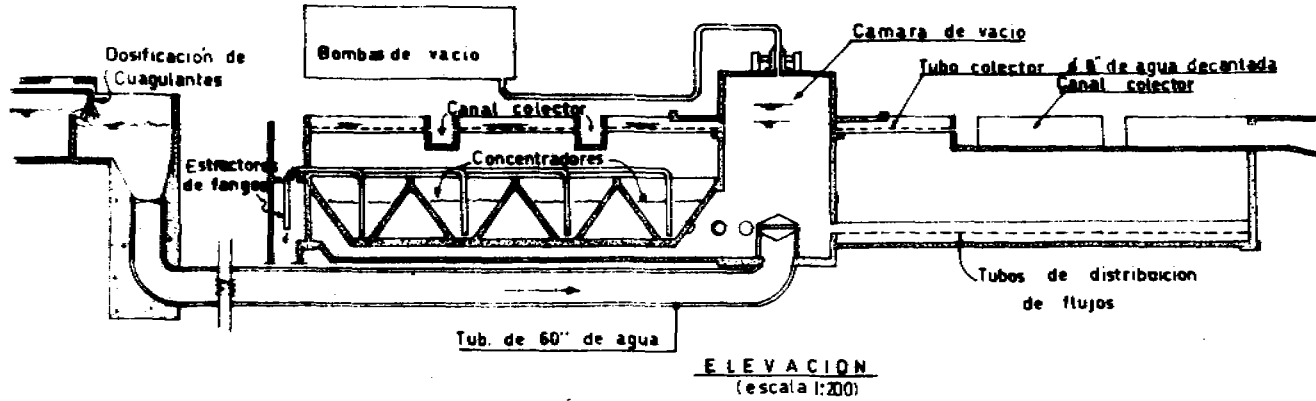


FIG. N° 2

DECANTADOR PULSATOR

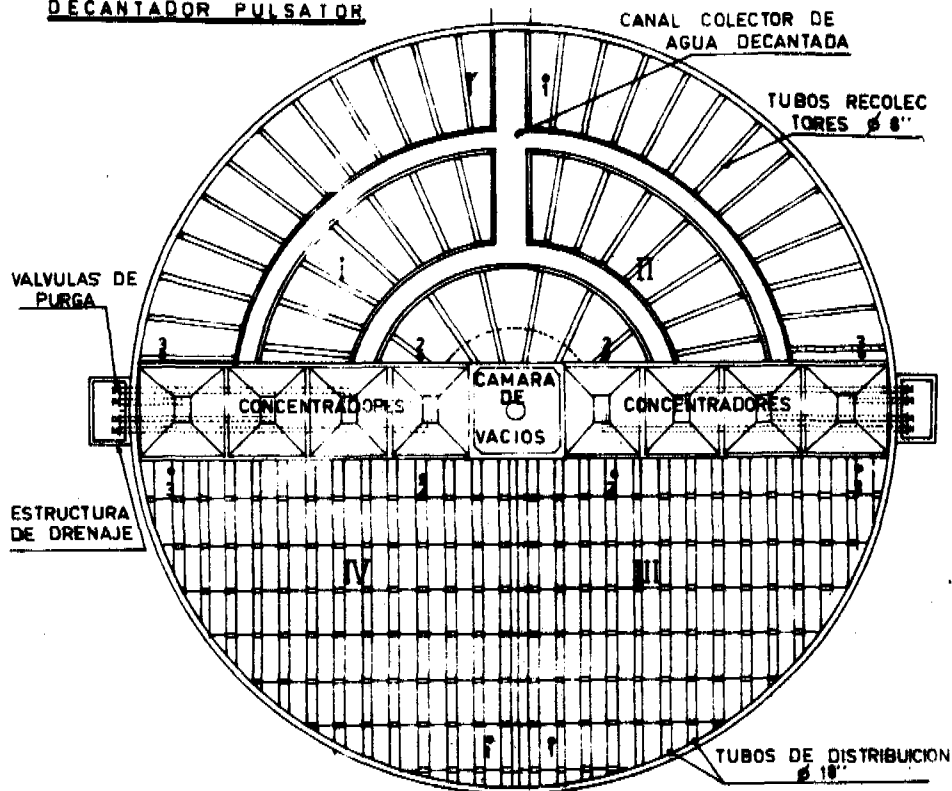
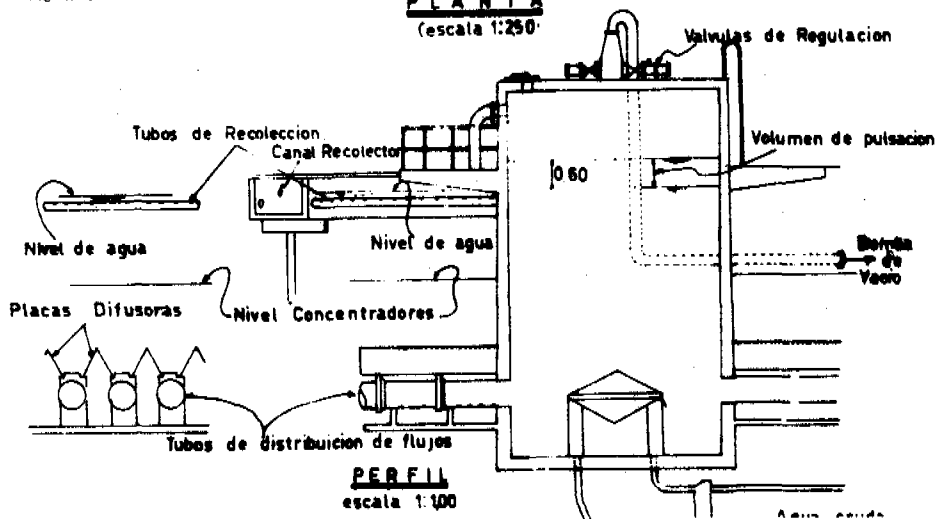


FIG Nº 3

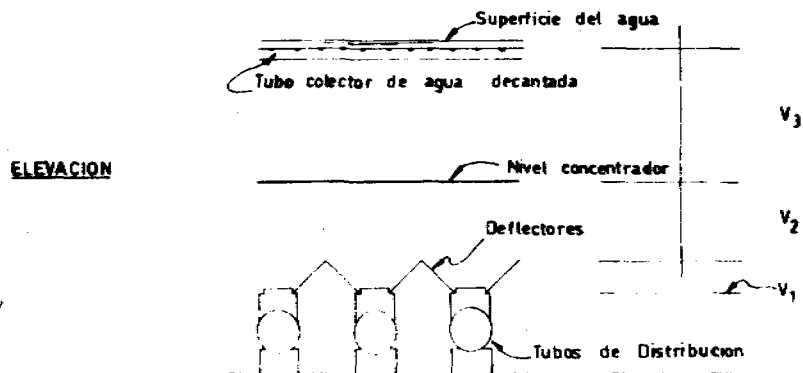
PLANTA
(escala 1:250)



VELOCIDADES DEL PROTOTIPO

DECANTADOR N° 3

		FLUJO PROMEDIO SIN PULSACIONES	FLUJO DEBIDO A LAS PULSACIONES		
			LENTO	RAPIDO	INSTANTANEO
$Q_{\text{agua}} = 125 \text{ m}^3/\text{sg}$	V1	424 mm/sg	254 mm/sg	7.62 mm/sg	1100 mm/sg
	V2	121 mm/sg	0.73 mm/sg	2.16 mm/sg	360 mm/sg
	V3	102 mm/sg	0.61 mm/sg	1.84 mm/sg	2.65 mm/sg
$Q_{\text{agua}} = 600 \text{ l/sg}$	V1	566 mm/sg	395 mm/sg	9.0 mm/sg	12.4 mm/sg
	V2	162 mm/sg	113 mm/sg	2.6 mm/sg	3.55 mm/sg
	V3	136 mm/sg	0.95 mm/sg	2.17 mm/sg	3.90 mm/sg



EMPRESA DE SANEAMIENTO DE LIMA

Planta de tratamiento
Gustavo Laurie Solis

CONTROL DE MANTO DE LODOS

CUADRO N° 3

Fecha	Decantador N°	Cuadrante N°	Zona N°	Características de Operación					Características del Agua y Tratamiento											
				Pulsación		Purgas		Velocidad de flujo	Turbiedad		P.H.		Temperatura	Sulfato de aluminio	Densidad	Coadyuvante	Concentración de lodos			
				Expansión	Contracción	Duración	CICLOS		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente					Nw Sup	Nw Inf	%	
				Seg	Seg	Seg	min.	cm/s	U.J.	U.J.	U.J.	U.J.	°C	PPM	PPM	Expandido	Contrido	Expandido	Contrido	
22-2-72	3	4	1	10	20		8.2	3.5	3.5	8.0	7.5	19	9.5		0.21	0.21	3.16	2.73		
			2												0.21	1.26	3.14	2.16		
			3												0.42	0.42	3.20	1.70		
23-2-72	3	1	1	10	20		8.2	3.5	3.5	8.0	7.5	18	11.9		0.45	0.21	2.48	2.51		
			2												0.42	0.42	2.74	2.08		
			3												0.21	0.21	0.42	0.43		
25-2-72	3	2	1	9	26		8.2	1.30	6.2	8.0	7.4	19	12.6		0.21	0.41	2.52	2.06		
			2												0.62	0.21	3.12	1.44		
			3												0.21	0.21	3.13	1.46		
26-2-72	3	3	1	7	27		7.9	2.60	3.8	8.0	7.5	21	18.1		0.21	0.42	2.49	2.09		
			2												0.21	0.21	2.71	2.05		
			3												0.63	0.21	3.14	2.08		
27-2-72	3	4	1	7	27	30	5	8.2	8.00	6.0	8.0	7.5	21	12.8		0.43	0.42	2.80	2.08	
			2												0.63	0.21	2.71	2.27		
			3												0.42	0.21	2.99	2.12		
29-2-72	3	1	1	8	30	30	5	8.2	4.00	3.5	8.0	7.5	21	18.3		0.29	0.62	2.59	2.06	
			2												0.63	1.48	3.12	2.06		
			3												0.48	0.63	2.71	1.29		
1-3-72	3	2	1	8	30	30	5	8.2	4.00	6.3	8.0	7.5	21	20.2		0.42	1.10	2.10	1.47	
			2												2.54	2.08	2.50	1.67		
			3												2.10	1.10	2.31	1.13		
2-3-72	3	3	1	8	30	30	5	8.2	2.80	4.0	7.6	7.4	21	14.4		1.10	1.17	1.49	1.68	
			2												1.45	1.15	2.12	1.46		
			3												1.12	1.10	1.14	2.70		
4-3-72	3	1	1	8	27	30	5	8.2	6.0	3.2	8.6	7.5	21	11.4		0.41	0.41	2.60	1.64	
			2												0.21	0.21	2.10	1.63		
			3												0.20	0.20	2.07	1.07		
6-3-72	3	3	1	8	27		8.5	3.00	5.5	7.6	7.5	22	20.9		2.17	1.10	1.13	0.42		
			2												1.08	1.08	1.44	1.63		
			3												1.09	1.12	2.22	0.65		
8-3-72	3	4	1	10	20		8.5	3.00	2.4	7.8	7.4	20	13.4		0.41	0.61	1.84	1.23		
			2												0.20	0.20	2.68	1.43		
			3												0.83	0.20	2.06	0.83		
9-3-72	3	1	1	10	20		8.5	3.00	2.8	7.7	7.8	21	20.5		1.08	1.10	1.36	1.24		
			2												1.13	1.10	1.10	1.10		
			3												1.08	0.63	1.26	1.11		
12-3-72	3	2	1	9	20		8.2	1.00	7.2	7.6	7.4	19	36.3		1.08	1.08	2.06	2.06		
			2												1.10	1.10	2.52	2.08		
			3												2.11	1.08	1.65	1.06		

EMPRESA DE SANEAMIENTO DE LIMA

Clt. Técnico - Atarjea

ENSAYOS CON CLARIFICADORES

FECHA	PRUEBA DE JARRAS					Flujo Equi- valen- te m ³ /seg	Clari- ficador N°	Pulsaciones Aper- valv. Seg	Cierre Valv. Seg	Turbididad		P.H.		Dosisificación		Nivel inter- fase Cm	Conde todos		Ind Will- comb	OBSERVACIONES
	P.H.	Alcali- nidad PPM	Turbi- dad U.J.	Alumi- bre PPM	Poli- electr. PPM					Flocu- lación Seg	Ind W	Aflu. U.J.	Eflu. U.J.	Aflu.	Eflu.		Alumi- bre PPM	Poli- elect. PPM		
11-5-72	8.1	118	18	20	60	8	7.5	1	6	30	10	1.27	8.31	7.23	11.2	0	8.5	8.5	10	56% DE LA PRUEBA
							10.0	2	6	30	10	1.60	8.21	7.28	14.5	0	8.0	8.0	8-10	72% DE JARRAS
							8.1	4*	12	24	10	4.50	8.31	7.50	11.2	0	0	0	0	0
12-5-72	8.3	116	22	30	60	8	7.5	1	6	30	15	2.1	8.44	7.30	15.0	-3	8.5	9.0	6	50%
							10.0	2	6	30	15	1.5	8.44	7.30	19.5	0	9.0	8.5	8	65%
							8.1	4*	12	24	15	3.2	8.44	7.44	15.0	0	0	0	0	50%
13-5-72	8.1	130	20	20	300	8	7.5	1	6	30	10.6	2.3	8.31	7.27	15.0	-9	11.5	11.8	6-8	50%
							10.0	2	6	30	10.6	2.5	8.31	7.50	19.5	-8	12.2	11.0	8-6	65%
							8.1	4*	12	24	10.6	5.6	8.31	7.58	15.0	0	0	0	0	50%
15-5-72	8.2	120	15	30	60	8	7.5	1	6	30	7.5	1.9	8.30	7.48	15.0	-22.5	8.0	9.0	6	50%
							10.0	2	6	30	7.5	1.3	8.30	7.48	19.5	-1.6	10.0	9.0	8-10	65%
							7.6	4*	12	24	7.5	4.2	8.30	7.48	15.0	0	0	0	0	50%
16-5-72	8.1	118	110	30	60	8	7.5	1	6	30	27	2.5	8.40	7.48	15.0	-26	0	8.5	6	50%
							10.0	2	6	30	27	1.8	8.40	7.48	19.5	-6	4.0	7.0	8	65%
							7.9	4*	12	24	27	4.1	8.40	7.48	15.0	0	0	0	0	50%
17-5-72	8.2	130	13	30	190	8	7.5	1	6	30	15	1.9	8.30	7.30	15.0	-11	8.0	8.5	6	50%
							10.0	2	6	30	15	1.5	8.30	7.30	19.5	-18	0	8.5	6-8	65%
							7.9	4*	12	24	15	5.0	8.30	7.40	15.0	0	0	0	0	50%
18-5-72	8.3	130	15	30	60	8	8.0	1	6	30	7.7	2.1	8.20	7.58	15.0	-43	0	8.2	6-4	50%
							10.8	2	6	30	7.7	1.3	8.20	7.30	19.5	0	8.5	8.2	10	65%
							7.9	4*	12	24	7.7	3.8	8.20	7.40	15.0	0	0	0	0	50%
19-5-72	8.2	122	18	120	120	8	8.0	1	6	30	9.0	1.6	8.40	7.50	15.0	0	7.8	8.2	10	75%
							10.0	2	6	30	9.0	1.3	8.40	7.40	19.5	-1	8.5	9.5	10	98%
							7.6	4*	12	24	9.0	4.7	8.40	7.50	15.0	0	0	0	0	75%
20-5-72	8.2	124	1000	25	420	8	8.0	1	6	30	9.0	2.7	8.48	7.48	15.0	-8	6.2	6.8	4	43%
							10.0	2	6	30	9.0	2.2	8.40	7.48	19.5	-11	5.2	5.5	4	56%
							7.9	4*	12	24	9.0	3.9	8.40	7.48	15.0	0	0	0	0	43%
22-5-72	8.3	124	40	30	120	8	8.0	1	6	30	17	1.4	8.20	7.58	18.0	0	7.0	9.0	10	80%
							10.0	2	6	30	17	0.9	8.20	7.40	19.5	0	8.0	9.0	10	65%
							7.9	4*	12	24	17	2.9	8.20	7.50	15.0	0	0	0	0	50%

CLASIFICADOR
EXOTIPPO

PLANTA DE TRATAMIENTO - ATARJEA

TURBIEDAD

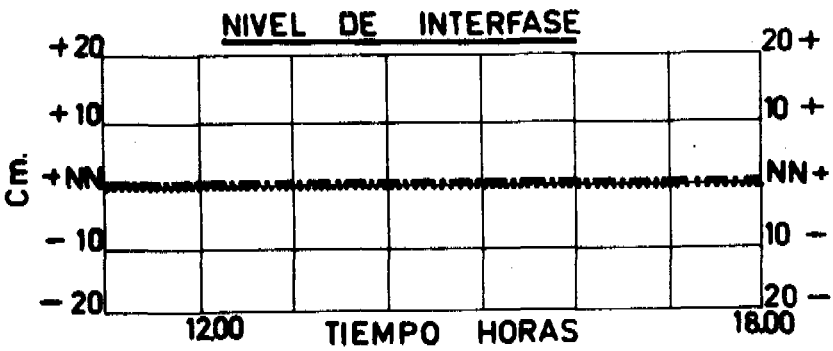
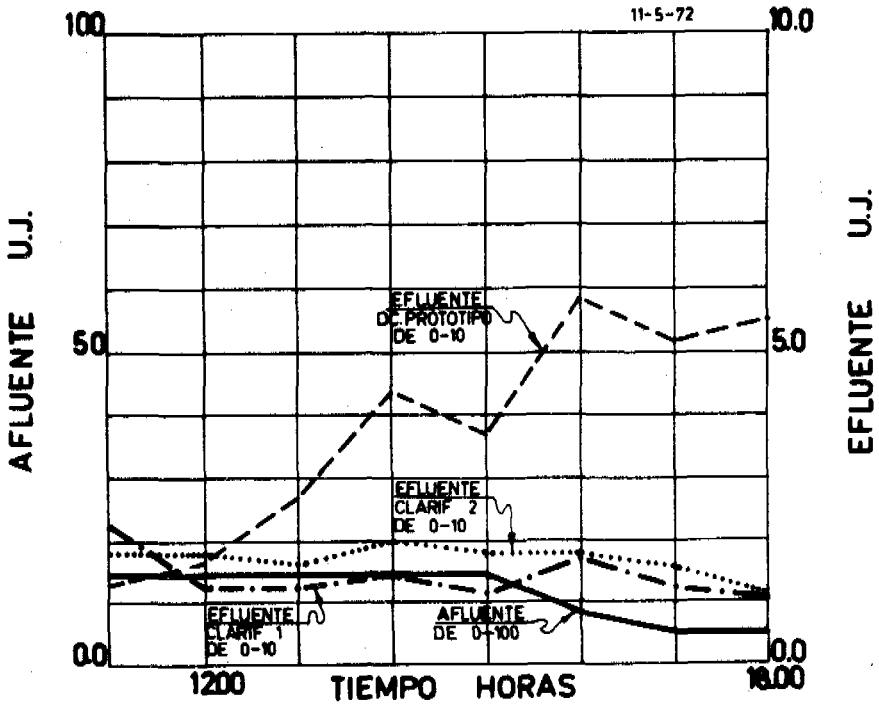


FIG. N° 4

PLANTA DE TRATAMIENTO - ATARJEA

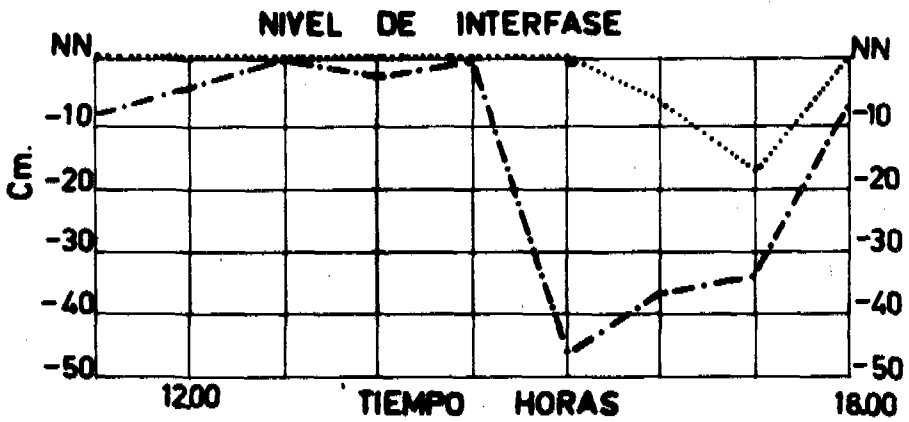
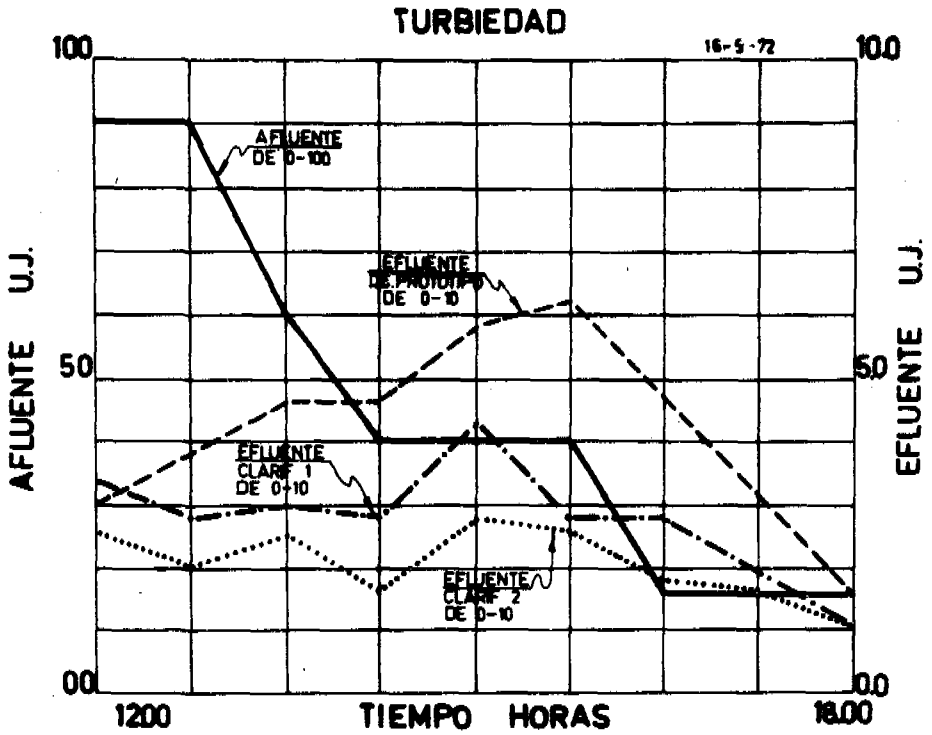


FIG. N° 5

PLANTA DE TRATAMIENTO - ATARJEA

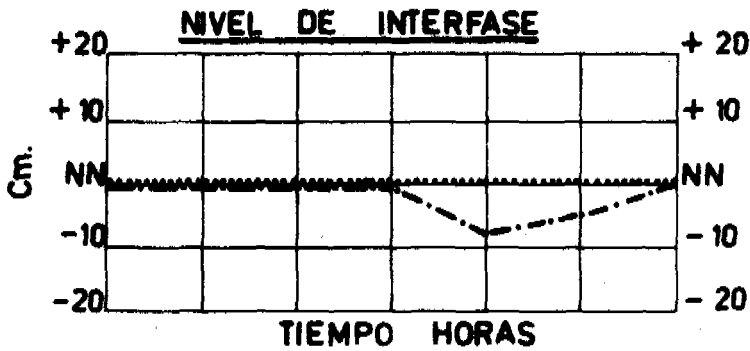
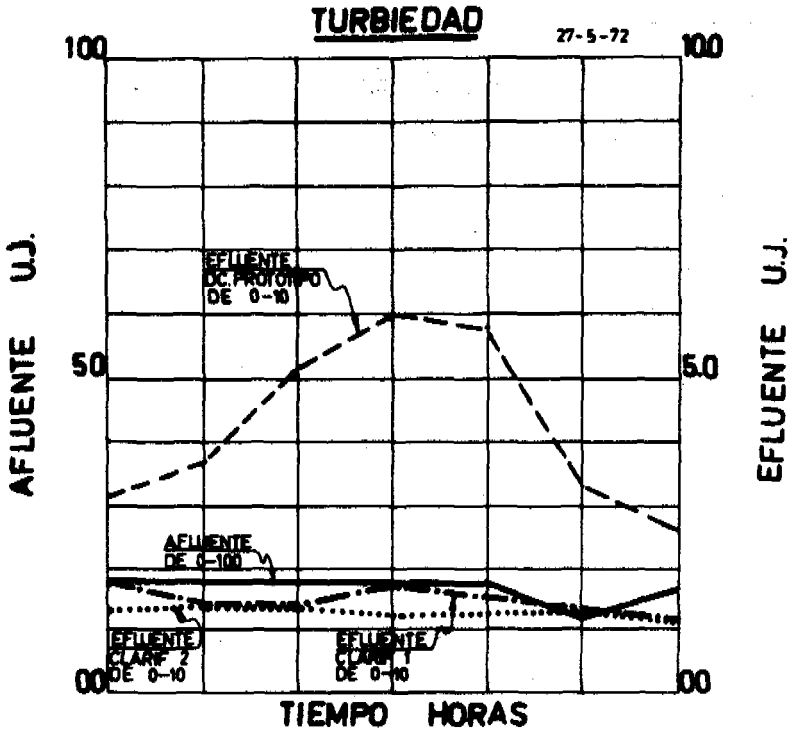


FIG. N° 6

PLANTA DE TRATAMIENTO - ATARJEA

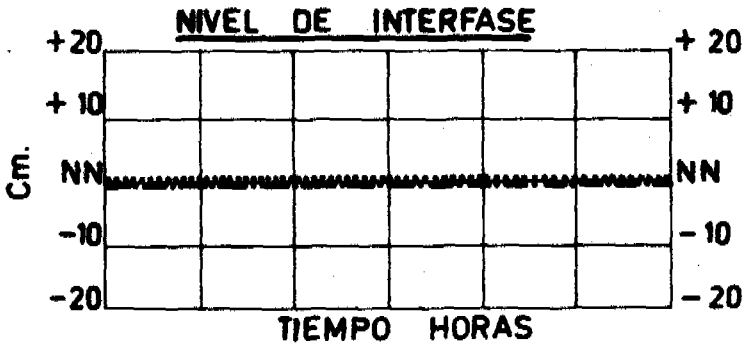
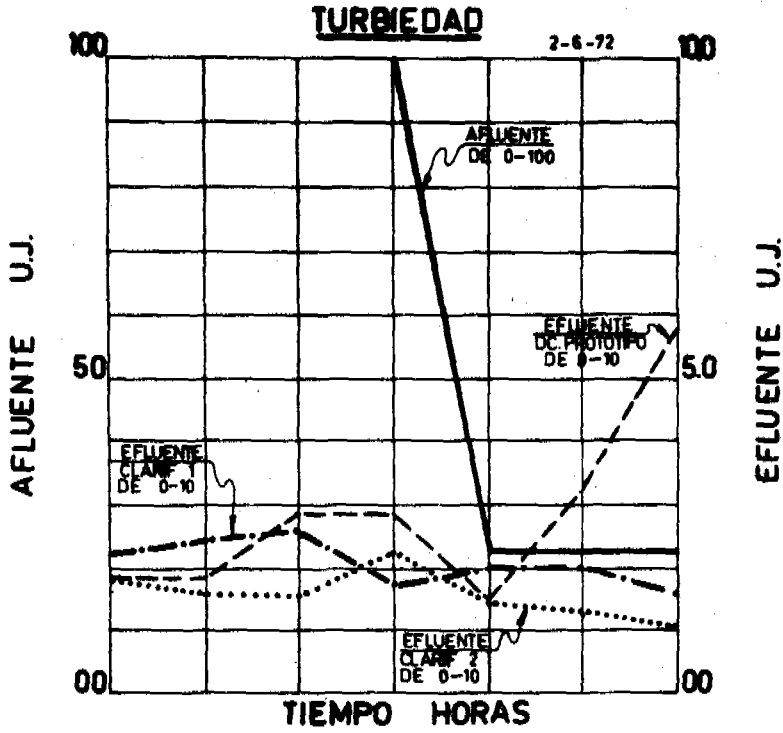


FIG. N° 7

PLANTA DE TRATAMIENTO - ATARJEA

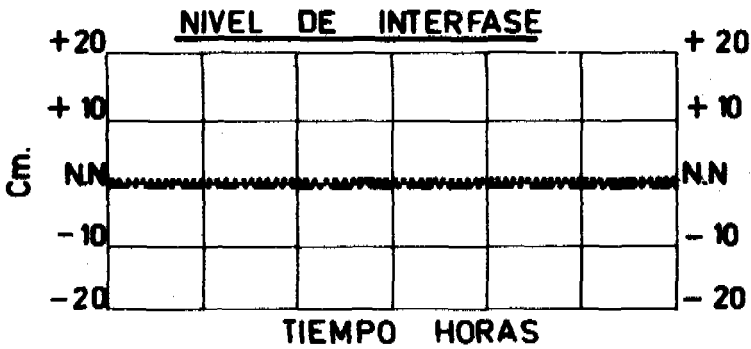
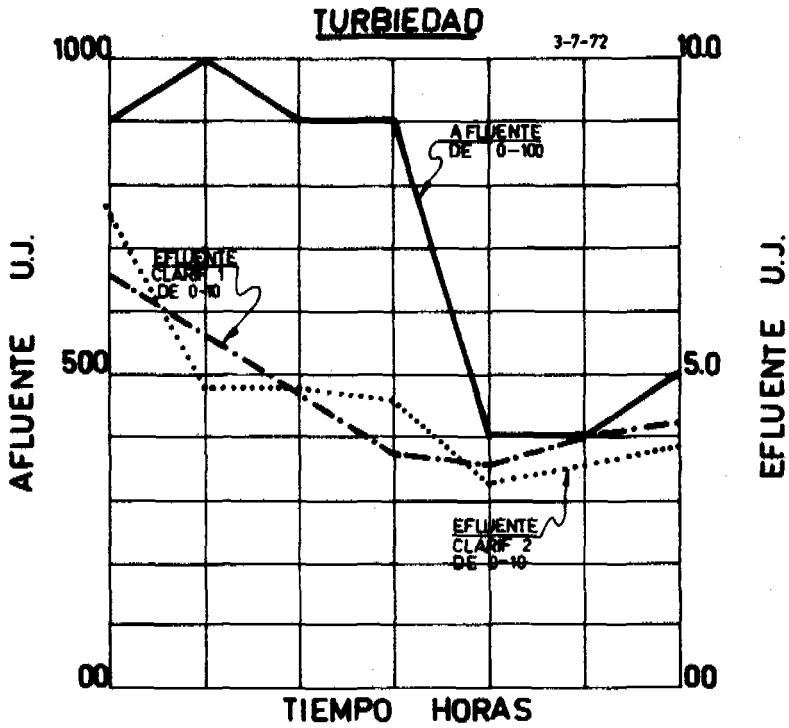


FIG. Nº 8

PLANTA DE TRATAMIENTO - ATARJEA

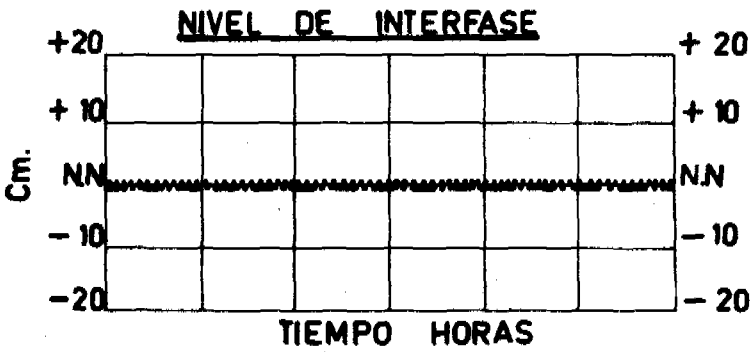
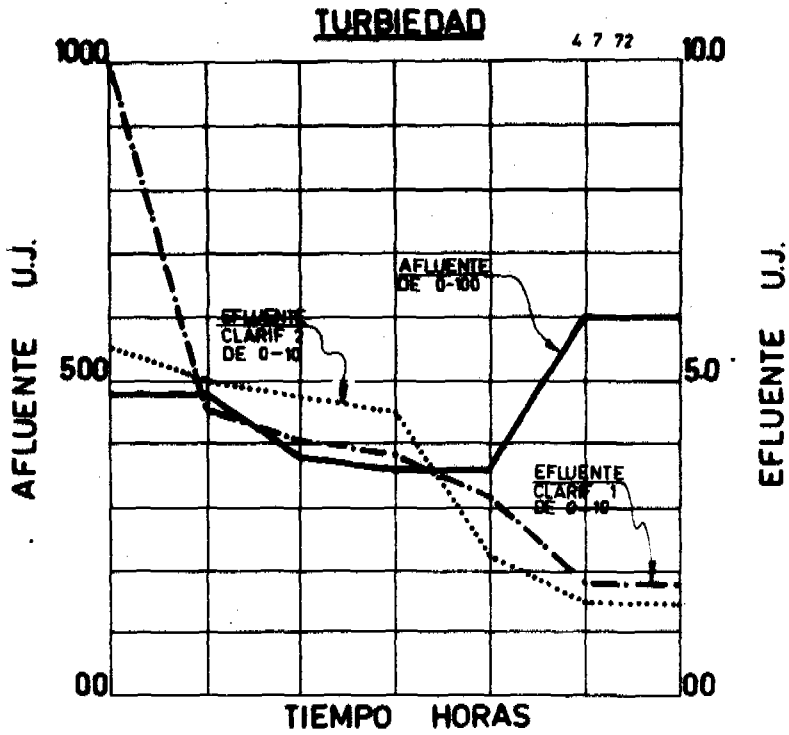


FIG. N° 9

PLANTA DE TRATAMIENTO - ATARJEA

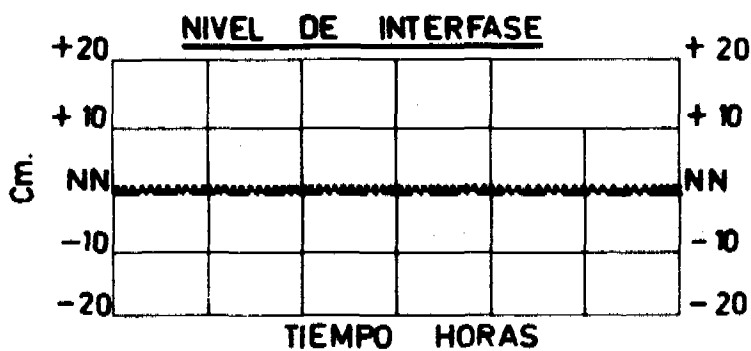
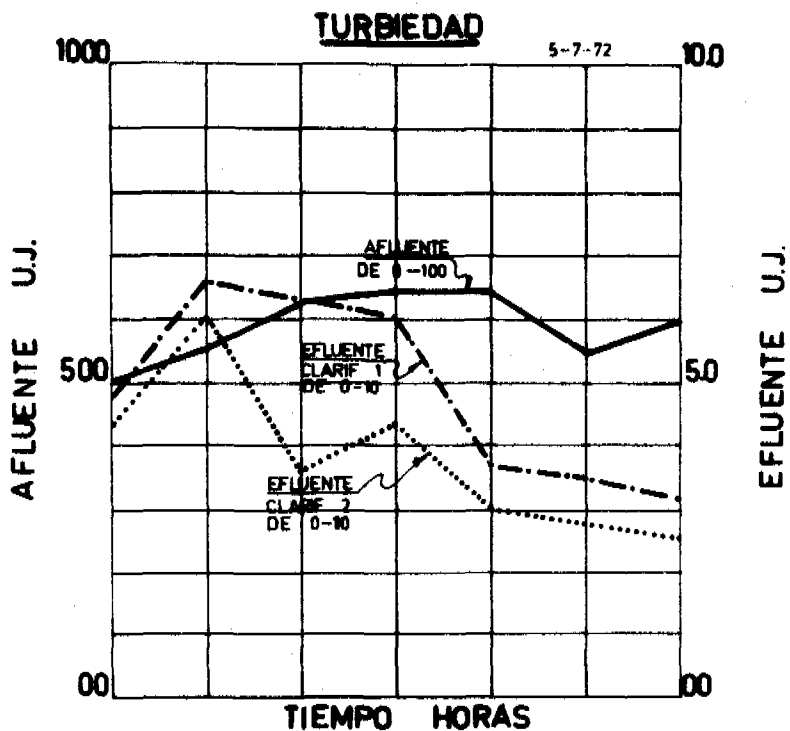
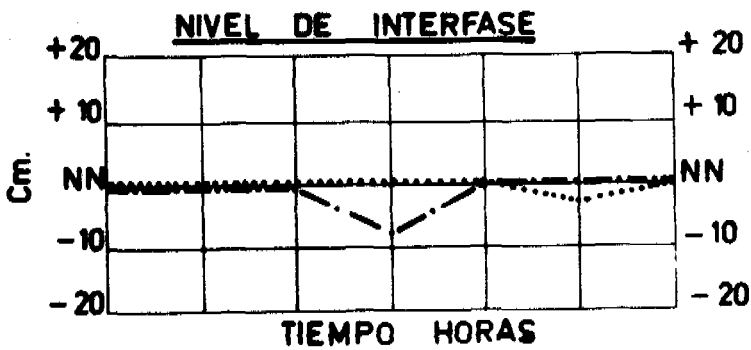
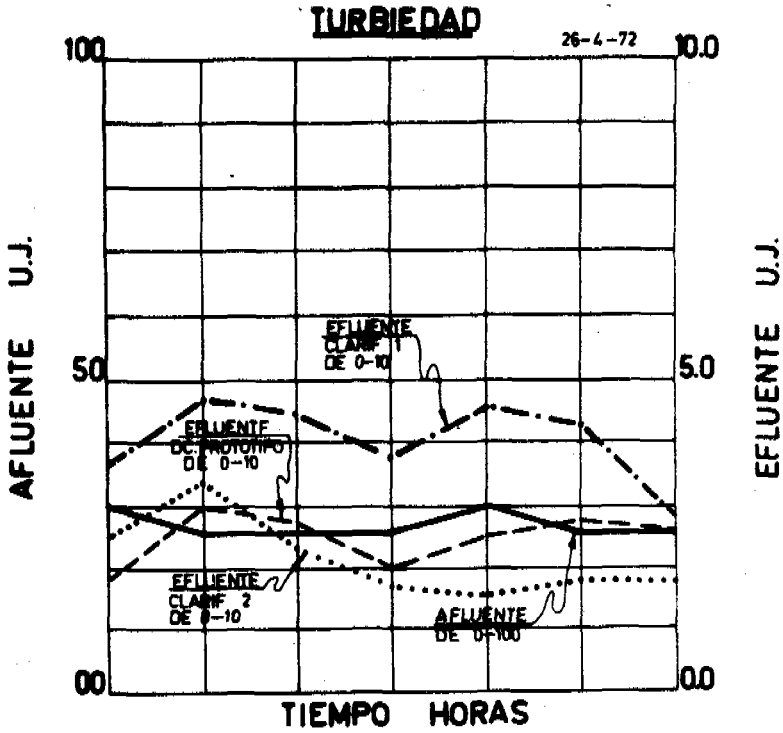


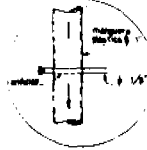
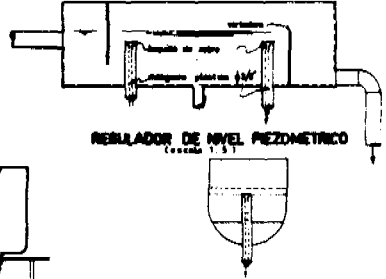
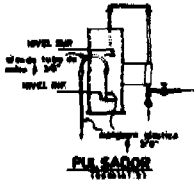
FIG. N.º 10

PLANTA DE TRATAMIENTO - ATARJEA

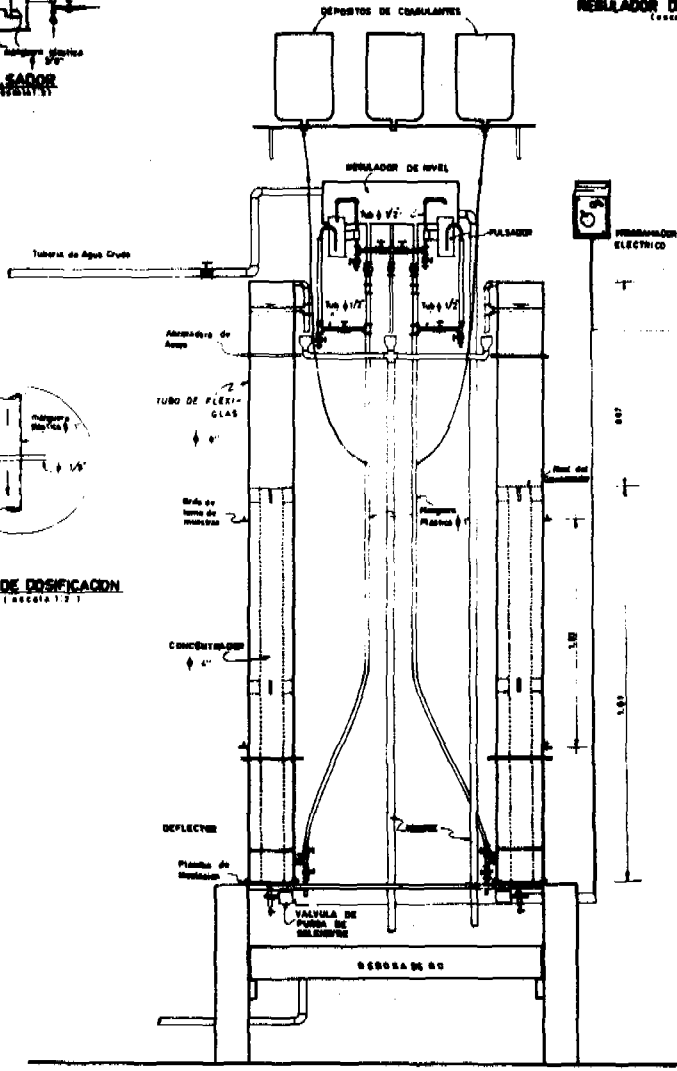


10 - N° 11

EMPRESA DE SANEAMIENTO DE LIMA
DEPARTAMENTO TÉCNICO
ATAJEA



PUNTO DE OBSERVACION
(Escala 1:2)



CLARIFICADORES EXPERIMENTALES
(Escala 1:10)

DISCUSION

TEMA III

REACTORES DE CONTACTO CON SOLIDOS

1. ¿Qué posibilidad hay de extrapolar las experiencias realizadas en la planta de tratamiento de la Atarjea (Lima) a otros tipos de tanques de lodos en los que no se utiliza el sistema de manto pulsante?

Es imposible hacer generalizaciones cuando se trata de incrementar la rata de flujo en un tanque de sedimentación. Uno de los puntos más importantes es la calidad del agua cruda y su variación. Este es uno de los aspectos básicos que debe tenerse en cuenta al considerar el incremento de capacidad de una unidad dada. La calidad del floc que se pueda producir dependerá de las sustancias químicas que se agreguen y del tipo de suspensión que se tenga así como de las condiciones hidráulicas. Teniendo esto en consideración, es posible incrementar la capacidad de sedimentación de cualquier tanque de manto de lodos y no solamente la del tipo discutido en el trabajo sobre la planta de tratamiento de la Atarjea.

Es esencial estudiar cuidadosamente el diseño con el cual se está trabajando y analizar cada uno de los factores que fueron discutidos en las conferencias anteriores con el objeto de optimizar el funcionamiento. En el tipo de tanques utilizados en Lima, la mayor ventaja está en el menor costo y en la mejor distribución del agua en la entrada del tanque. Sin embargo, en los clarificadores de otros diseños como en los de fondos tronco-piramidales, no se suele presentar el problema del mantenimiento total del manto siempre y cuando se los trabaje con una velocidad constante.

Experiencias realizadas en Inglaterra han demostrado que este último sistema de tanques tiende a producir menos problemas con la hidráulica de la entrada que los tanques de fondo plano. Estos, cuando tienen una distribución inadecuada del flujo afluente, deben ser trabajados con el mínimo de flujo que se usa para este tipo de unidades. Con las pulsaciones es posible incrementar la velocidad ascensional del tanque en forma más fácil.

2. ¿Es conveniente el uso de reactores de contacto con sólidos con aguas blandas y coloreadas? ¿Qué experiencias en este campo tienen Escocia e Inglaterra, en donde es frecuente dicha calidad de aguas?

Efectivamente, en Inglaterra y Escocia se usan con mucha frecuencia tanques de manto de lodos para aguas altamente coloreadas con pocas partículas en suspensión.

En estos casos, el manto de floc tiende a ser especialmente liviano y es necesario introducir polielectrolitos o cualquier otro sistema para darle peso. Se debe también diseñar el tanque sedimentador con una rata de flujo bastante baja, con lo cual no se están consiguiendo todas las ventajas que podrían obtenerse de los clarificadores de manto de lodos. Sin embargo, aun en estos casos, dichos clarificadores pueden competir favorablemente con los otros sistemas de pretratamiento, en los que también se tiene el problema de una baja velocidad de sedimentación.

3. ¿Qué correlación existe entre las pruebas de jarras y el funcionamiento real de los mantos de lodos en los prototipos?

Si se lleva a cabo la prueba de jarras convencional en una planta de tratamiento en la cual existe una unidad que tenga un manto de lodos totalmente suspendido, se halla que los resultados obtenidos en las jarras no sirven para predecir cuál es la turbiedad efluente del sedimentador, por cuanto dicha prueba no puede simular las condiciones prevalecientes en el reactor.

Toda persona que esté tratando de comparar los resultados de la prueba de jarras con los obtenidos en la planta, está perdiendo tiempo. La planta de tratamiento tiene un sistema de remoción del floc en el manto suspendido y en el filtro que no existe en la prueba de jarras, aun en la más sofisticada en la cual se filtran los efluentes al final de la misma.

Esto, por supuesto, no significa que la prueba de jarras no sea útil en la planta de tratamiento como guía. Al hacer repetidas veces la prueba de jarras con un agua cruda particular, se puede llegar a establecer una relación entre lo que se puede obtener en dicha prueba y en la planta de tratamiento y, por lo tanto, este ensayo puede utilizarse como guía general para determinar las dosis de coagulante más adecuadas, lo que lo convierte en uno de los instrumentos más útiles en la operación de plantas de tratamiento.

Con relación a la remoción del color en las jarras y en la planta, es de observar que se obtienen los mismo resultados cuando se determina el color residual verdadero: a) después de agregados los coagulantes, b) después de la sedimentación y c) después de la filtración. La razón para esto es que la remoción del color es un proceso químico que se realiza tan pronto como se agregan los coagulantes al agua.

Es importante tener en cuenta que para ejecutar este ensayo correctamente, es básico obtener el color verdadero que se encuentra al remover todo el material suspendido, pasando la muestra de agua coloreada por una membrana filtrante hecha de celulosa o algo similar con poros 0.45 micrones de tamaño.

Lo anterior demuestra que en el caso de aguas coloreadas es fácil correlacionar la remoción en las pruebas de jarras con lo que se produce en la planta.

4. **¿Qué razón se tuvo en la planta de tratamiento de la Atarjea (Lima) para construir un presedimentador tan grande cuando la remoción de turbiedades en dicho presedimentador es relativamente baja, de 1 a 2 unidades Jackson?**

Hay que tener en consideración que una de las características del río Rímac es su alto contenido de turbiedad durante ciertas épocas del año que alcanza hasta 100,000 y 150,000 U. J. El agua nunca ingresó con este grado de turbiedad hasta la planta debido al estanque regulador de presedimentación que fue proyectado para no dejar entrar turbiedades mayores de 10,000 unidades. Las turbiedades superiores a este límite son desechadas cerrando las compuertas y alimentando la planta con el estanque regulador el cual tiene una capacidad de alimentación de 14 horas.

Por otro lado, en dicho estanque se remueve una gran cantidad de material en suspensión que alcanza hasta 100,000 m³ por año, lo que representa un ahorro de 3,500,000 soles en coagulante, que hubiera habido necesidad de gastar si dicho volumen de lodo hubiese sido removido en la planta de tratamiento.

5. **¿Cuál puede ser la explicación para que se produzca una mejora en el comportamiento del manto de lodos cuando después de agregados los coagulantes se retarda la introducción del flujo en el sedimentador?**

Este hecho se estudió en el Instituto de Investigaciones sobre el Agua, de Inglaterra, donde se llevaron a cabo una serie de experimentos al respecto. Se tomaron muestras del agua cruda y se filtraron después de adicionar los coagulantes a distintos tiempos, con el objeto de determinar si la reacción de los coagulantes con el agua cambiaba con el tiempo. Los resultados obtenidos indicaron que no había diferencia alguna. Posteriormente, se usaron cuatro columnas de sedimentación y en cada una de ellas se introdujo agua con diferente grado de agitación. Se obtuvieron los mismos resultados ya fuera que se utilizara bastante o ninguna agitación. Se llegó por eso a la conclusión de que el mejoramiento producido no era debido al proceso de floculación o al crecimiento interno del floc ya que antes de entrar el flujo a las columnas de sedimentación no se podía observar ningún microflóculo en crecimiento, cualquiera fuera el grado de agitación a que hubiera estado sometida previamente el agua. Es de esperarse, por tanto, que si el tiempo de retardo produce algún efecto en el tamaño de las partículas, éste se manifiesta a escala muy pequeña en los microflóculos iniciales lo que hace difícil estudiar el fenómeno por cuanto dificulta el cuantificarlo. En consecuencia, se podría afirmar que el aftejamiento del floc puede no ser un factor importante, pues no existe un floc debidamente formado durante el tiempo de retardo después de agregados los coagulantes y antes de que el flujo entre al sedimentador. Por el momento, no existe una explicación que aclare por qué dicho tiempo de retardo puede influenciar el comportamiento de los mantos de lodos en la sedimentación.

6. ¿Cómo se puede realizar la mezcla rápida en reactores de contacto con sólidos?

Esto depende del tipo de unidad que se utilice. Cuando se tienen zonas centrales de mezcla no existe mayor problema. En cambio, en los tanques de fondo tronco-piramidal o tronco-cónico, que no tienen zona de mezcla central, es obligatorio diseñar un mezclador rápido fuera del tanque de sedimentación.

Debe tenerse en cuenta que el contenido de alcalinidad del agua cruda puede influenciar la mayor o menor facilidad con que el agua se mezcla con los coagulantes. Un reciente trabajo realizado por Stenquist y Kaufman en la Universidad de Berkeley (California, EE. UU.), sugiere que al aumentar la alcalinidad hay que aumentar también la velocidad de mezcla si no se quiere perder eficiencia en el proceso.

7. ¿Cuál es el significado práctico de la fórmula de Ives, mencionada en el trabajo del Dr. Miller, y qué valores prácticos de diseño pueden darse para el parámetro CGt ?

Cuando se trata de establecer una teoría existen bastantes limitaciones y es siempre más fácil criticarla que crearla. En realidad, la fórmula de Ives supone la existencia de partículas de un solo diámetro, lo que no sucede en la realidad, y señala ciertas propiedades a los flocúlos que se consideran ordenados, de acuerdo a su tamaño, en el flujo ascendente. En la práctica, en cambio, en un manto de lodos suspendido existe una gran variedad de partículas sin orden ninguno. Algunas inclusive son arrastradas por el flujo ascendente y no quedan atrapadas por el manto de lodos; podría decirse por lo tanto que no siguen la teoría, la cual supone una cierta eficiencia en el proceso de floculación y una cierta distribución en el tamaño de los flocúlos.

Por lo tanto, la ecuación de Ives solamente puede aplicarse con propiedad al comportamiento de un manto de lodos ideal, pues no reconoce la existencia de partículas que se escapan del manto y se separan del sistema. Para el ingeniero proyectista lo que más interesa es saber cómo y por qué se remueve el floc, lo que ninguna teoría hasta el momento puede predecir.

Esto, por supuesto, no debe descorazonar a los investigadores, pues al igual en sedimentación que en filtración las teorías son útiles como pauta general que permite evaluar en forma bastante simple el proceso en estudio y racionalizarlo.

De lo dicho hasta aquí se deduce claramente que no se puede dar un valor de diseño para el factor CGt , por cuanto éste depende de otros factores que no están incluidos en la teoría.

TEMA IV

FILTRACION

CONCEPTOS MODERNOS EN FILTRACION DEL AGUA

Gordon G. Robeck

Director de Laboratorio

Programa de Investigación en Abastecimiento de Agua

Centro Nacional de Investigaciones Ambientales

Agencia Federal de Protección Ambiental

Cincinnati, Ohio, EE. UU.

En los últimos 70 a 80 años ha habido un mejoramiento gradual en los procesos básicos de filtración de agua superficial. Algunas de las innovaciones iniciales consistían principalmente en incrementar la rata de filtración de lenta a rápida e introducir varios métodos de limpieza, por ejemplo el lavado con inversión de flujo y el lavado superficial. Más recientemente los avances de ingeniería han estado relacionados con modificaciones del medio filtrante, las que permitirían una mayor producción de agua de alta calidad. Este aspecto de cambios en los diseños es el que trataremos ahora. Específicamente la discusión estará limitada al diseño y operación de filtros con más de un tipo de medio filtrante, lo cual a su vez puede permitir el uso exitoso de ratas de filtración mayores.

Antes de presentar datos experimentales tal vez sea apropiado discutir brevemente algo sobre la teoría y el desarrollo histórico de estos nuevos sistemas. En esencia, la base teórica para un filtro de capas múltiples es simplemente permitir que la permeabilidad del lecho decrezca con la profundidad, alcanzando por consiguiente una eficiencia mayor en el proceso unitario. Esto es justamente lo opuesto de lo que se obtiene en el filtro rápido convencional, el cual se estratifica después de lavado con los granos más finos de arena en la superficie. Este arreglo limita la acción filtrante a pocas pulgadas de la superficie del lecho filtrante.

Si el medio de arena estratificado pudiera voltearse hacia arriba la situación sería ideal, pues permitiría la eliminación de las partículas más grandes y de más fácil remoción en la superficie del lecho, y las de más difícil remoción a mayores profundidades dentro de él. Debido a que la rotación del filtro no es práctica, la solución lógica es utilizar un material más liviano y al mismo tiempo más grueso encima de un material más fino y al mismo tiempo más pesado.

Baylis (1) experimentó con filtro de medio doble en 1935 usando 2" a 3" de cuarzo molido y antracita sobre magnetita y arena respectivamente. Los resultados indicaron que este filtro de material grueso incrementó considerablemente la carrera del filtro. En 1939 el mismo autor informó que varias plantas de filtración estaban ya usando esta capa delgada de antracita sobre filtros de arena.

Muy poco más se volvió a discutir en la literatura sobre este tema hasta que en 1960 Conley y Pitman (2) describieron las investigaciones y pruebas realizadas en la Planta de Energía Atómica de Hanford, Washington. Los filtros existentes en esta planta no

fueron capaces de producir el volumen y la calidad de agua requeridos, pero los filtros de medios dobles de arena y carbón fueron mucho más exitosos. El diseño de Conley incluyó el mezclado de los dos medios después del lavado de modo que no se pudo notar la existencia de dos capas distintas después de esta acción de limpieza. Camp (3) estuvo en desacuerdo con Conley sobre los méritos de operar con las dos capas algo mezcladas, especialmente en vista de que este arreglo podía afectar la remoción de bacterias.

Para ayudar a resolver esta cuestión, en nuestro laboratorio se condujo un estudio con filtros piloto. La eficiencia en varios procesos de tratamiento se determinó introduciendo una carga inicial de virus, bacterias coliformes, carbón activado y otras partículas. Algunos informes de estudios en pequeña escala y escala de campo han indicado que esas partículas pueden ser, y usualmente son, removidas por cualquier tipo de medio (4). Un trabajo reciente (5) indicó sin embargo que el mezclado de estos dos medios en filtros pequeños en Erie, Pennsylvania, extendió la carrera de los filtros e hizo el lavado mucho más fácil. En realidad tanto las algas como los flóculos de alumbre fueron bien removidos por cualquier tipo de medio usado, de modo que la eficiencia operacional tuvo que servir como base para el nuevo diseño en lugar del mejoramiento en calidad.

En un intento por alcanzar mayor mezcla y menor permeabilidad hacia el fondo del filtro, Conley diseñó e informó sobre un lecho filtrante con antracita, arena y granate. El granate, con una gravedad específica alta, fue usado como una capa filtrante fina en el fondo. Este trabajo (6) mostró las ventajas de este sistema sobre el de filtros de arena o antracita y arena.

Seleccionando medios de diferente gravedad específica y tamaño pueden alcanzarse mayores refinamientos, como por ejemplo poniendo plásticos de mayor tamaño y menor peso sobre la superficie de la antracita. La selección más económica de tamaño puede variar con la calidad del agua cruda y la disponibilidad de materiales. La respuesta económica no es conocida aún para todas las aguas. Sin embargo, esta discusión estará limitada al criterio emitido por los autores y a sus experiencias con medios dobles y triples, comúnmente llamados filtros múltiples.

PRETRATAMIENTO

Indudablemente, el diseñador tiene un cierto grado de control sobre la calidad del agua del efluente final cuando selecciona el tamaño del material, tipo, profundidad y rata de filtración, y el operador puede controlar la rata y la calidad del flóculo. El último de estos factores, sin embargo, es el más flexible y puede ser alterado rápidamente para satisfacer las condiciones variables del agua cruda; por consiguiente, su desarrollo y control serán discutidos primero.

Un flóculo fuerte es aquel que puede ser rápidamente removido por cualquier tipo de filtro, por lo común produciendo un incremento rápido de pérdida de carga,

particularmente cerca de la superficie del filtro. Un flóculo débil, por otro lado, es aquel que tiene una tendencia a penetrar en el filtro fácilmente, produciendo por consiguiente muy poca pérdida de carga. Hudson (7) y (8) ha discutido las implicaciones de la resistencia del floc y ha propuesto un método para cuantificarla de acuerdo con el comportamiento de los filtros. Sin embargo, nadie hasta el momento ha perfeccionado un sistema práctico para determinar la resistencia del flóculo directa y rápidamente.

Hemos ensayado varios métodos, los cuales solamente demuestran lo que sucede después de la filtración cuando el flóculo es débil o fuerte. Sin embargo, un método indirecto puede ser útil. Involucra el uso de varios filtros piloto de pequeña escala con una variedad de dosis de coagulante y tasas de filtración, las cuales crearían efectos cortantes en el flóculo similares a aquellos que se experimentan cerca del final de una carrera larga de filtración.

La figura 1 indica un esquema del filtro experimental de mediosdobles y las salidas para medir la pérdida de carga y la turbiedad.

La figura 2 indica los resultados de operación de un pequeño filtro de mediosdobles con dosis diferentes de ayudante de coagulación, las cuales han sido añadidas a la mezcla rápida. En el conjunto inferior de curvas donde se aplicaron 20 mg/lit de sílice activada y 75 mg/lit de sulfato de aluminio, la acumulación de flóculo fue principalmente entre los puntos 0 y 2. Por otro lado, en el conjunto superior de curvas encontradas en una carrera paralela, en la cual se usaron solamente 10 mg/lit de sílice activada, la acumulación de flóculo estaba cerca de la interfase antracita-arena, así como a lo largo de la capa de antracita. Curvas de pérdida de carga como las anteriores indican al operador dónde se ha efectuado el trabajo de filtración, y si el operador está usando una cantidad excesiva de ayudantes de coagulación y produciendo un flóculo tan fuerte que esté formando una película en la superficie del filtro sin permitir que las impurezas penetren dentro de la capa de antracita. Como se indicó anteriormente, esas tendencias pueden notarse muy pronto en una carrera de filtro piloto si todo el coagulante se está añadiendo en el afluente al filtro, y si las tasas hidráulicas excesivas se usan para simular las condiciones que se presentan al final de una carrera normal. Esta técnica ha sido descrita en la Revista de la AWWA de marzo de 1968.

Para ilustrar la influencia de más de dos capas de medio filtrante vamos a mostrar primero los resultados de filtros con dos capas comparados con los de filtros de una capa. La figura 3 indica que con un flóculo relativamente débil la irrupción de turbiedad, tal como aparece en el conjunto de curvas de la parte superior que se refieren a lechos de carbón y arena, fue pospuesta de 10 a 12 horas usando 18" de carbón grueso sobre 6" de arena, en lugar de 2 pies de arena o antracita únicamente. Muchas otras carreras han demostrado que esta es una tendencia común durante las condiciones de invierno.

La figura 4 presenta los resultados con el flóculo fortificado con sílice activada en combinación con el sulfato de aluminio. En este caso no se experimentó irrupción

de turbiedad en ninguno de los tres filtros. Sin embargo, el filtro de doble capa demostró ser nuevamente el más eficiente, pues la acumulación de pérdida de carga no fue muy rápida. Esta condición es el resultado de una penetración más profunda, aunque no completa, del flóculo a través del lecho filtrante.

No siempre es necesario, sin embargo, un ayudante de filtración. Se encontraron casos, especialmente en el verano, en los cuales la turbiedad fue bien removida por las tres combinaciones de medios filtrantes con sulfato de aluminio únicamente. Incidentalmente, queremos observar que estudios previos han indicado que la penetración de bacterias coliformes y virus usualmente incrementa cuando la turbiedad del efluente del filtro aumenta (4).

El efecto de añadir otra capa fina pero más pesada está indicado en las siguientes figuras. La figura 5 indica que cuando se encuentra un flóculo relativamente débil, el lecho múltiple (MM-2), con solamente 1" de granate grueso y 2" de granate fino, previene la irrupción de turbiedad a razón de 1 U.J. de turbiedad por 130 minutos de carrera. El medio doble, sin embargo, permitió esa irrupción en 92 minutos y el medio múltiple (MM-1), con 3" de granate grueso bajo 3" de granate fino, permitió la irrupción en 110 minutos. Por consiguiente, parece que tanto el material fino como el grado de mezcla después del lavado pueden influenciar la calidad del agua cuando se aplica cierto tipo de flóculo. Para ilustrar más la influencia de la coagulación y la calidad de la suspensión se presenta la figura 6, donde se demuestra que otra carrera tuvo que ser terminada más rápidamente con el medio filtrante que tenía más granate en él y, en cambio, el medio doble produjo una carrera de filtración casi dos veces más larga sin observarse irrupción de turbiedad en el efluente. Parece, por tanto, que no existe una mezcla ideal de medio filtrante que pueda usarse en todas las circunstancias. El diseñador debe simplemente tener en cuenta todos los factores de seguridad posibles y además considerar la economía en costo inicial y gastos de operación.

RATA DE FILTRACION

La rata de filtración ha sido considerada muy importante en lo que se refiere a proteger la calidad del efluente final. Agencias regulatorias han especificado usualmente ratas constantes para todas las operaciones municipales por algunos años, y la rata de 2 gpm/p² ha sido aceptada como adecuada desde un punto de vista de seguridad.

Numerosos estudios han sido hechos a lo largo de muchos años sobre la influencia de la rata de filtración, y Baylis (9) (10) fue uno de los primeros en indicar que ratas de filtración más altas, hasta de 5 gpm/p² fueron tolerables con aguas del Lago Michigan.

Conley (11), en Hanford, ha informado sobre el uso de ratas de filtración hasta de 8 gpm/p² para producir agua industrial sin reducción significativa de la calidad efluente. Segall y Okun (12), en California del Norte, han concluido que el efluente del filtro se deteriora cuando se usan ratas de filtración muy altas. Mucha de esta confusión entre los investigadores proviene de no especificar las condiciones de los ensayos, especialmente

aquellas que se relacionan con la calidad del flóculo. En otras palabras, es cierta y teóricamente posible forzar a un conjunto determinado de partículas a través de un medio filtrante, incrementando la rata de filtración. Sin embargo, si no se usan los coagulantes químicos apropiados, de ninguna manera podrán usarse altas ratas de filtración, sean éstas de 1 ó 6 gpm/p². En teoría, las entidades reguladoras pueden hacer un mejor trabajo exigiendo un control más cuidadoso de la coagulación o sugiriendo el uso de ratas declinantes de filtración, debido a que las velocidades específicas dentro de los poros se están incrementando constantemente a medida que éstos se van llenando de partículas. Esto podría disminuir el esfuerzo cortante sufrido por el flóculo depositado. Hudson (13) (14) y Easterday (15) han descrito diseños con rata variable, y aun han indicado que plantas enteras pueden diseñarse para una producción variable.

Otro tipo de variación de rata que sucede con frecuencia y que ha sido discutida es el fenómeno de cambio rápido de flujo. Algunos de estos cambios se deben a la acción hidráulica natural, y otros a ajustes rápidos hechos voluntariamente en controladores de flujo cuando se necesita más agua durante unas pocas horas para llenar un determinado tanque de almacenamiento. La magnitud de estos cambios, como indicó Baylis (16) en 1968, es menor del 1% del total. Algunos cambios hidráulicos introducidos durante la operación pueden, sin embargo, llegar hasta el 100% cuando las ratas se varían de 1 a 2 ó a 4 gpm/p². Cleasby (17) trató de evaluar el efecto de estos cambios rápidos en la calidad del agua y ha determinado que mientras más rápida sea la variación, más material será acarreado en el efluente del filtro. Su trabajo fue hecho con flóculo débil y está sujeto a revisión para flóculo fuerte. Conley (18) ha indicado que los filtros de medios múltiples que usan granate fino son menos sensibles a las irrupciones de turbiedad debidas a cambios de velocidad.

Los ensayos realizados en nuestros laboratorios están resumidos en las dos figuras siguientes. La figura 7 muestra el efecto de un incremento del 100% en 55 segundos o del 1.8% por segundo. Se pasó de 2 a 4 gpm/p² usando un flóculo débil. En los tres casos hubo una ligera irrupción de turbiedad, la cual llegó al máximo en un momento dado y luego comenzó a declinar. El esfuerzo realizado, sin embargo, fue tal que los filtros no pudieron recuperarse completamente y seguir trabajando a la rata más alta de 4 gpm/p². Cuando se hizo el mismo cambio de rata para hacer que los filtros regresaran a la rata original de 2 gpm/p², los tres tipos de filtros tuvieron una rápida recuperación de la calidad del efluente.

La figura 8 ilustra lo que sucede cuando se usa flóculo fuerte bajo las mismas condiciones de cambio de rata. Las irrupciones de turbiedad resultantes fueron insignificantes. Para hacer este hecho más evidente se experimentó con incremento y disminución del 100% en 8 segundos. Esto tampoco produjo aumento de la turbiedad efluente.

En las dos figuras siguientes se presentan ejemplos que indican la influencia de la rata de filtración en la carrera del filtro bajo condiciones de flóculo fuerte e intermedio.

La figura 9 indica la remoción de flóculo fuerte en las primeras 6" de ratas de hasta 6 gpm/p². La figura 10 indica que con esta misma rata de 6 y con flóculo de calidad intermedia se produjo una penetración más profunda y por consiguiente se permitió una carrera de filtro igual a la de 4 gpm/p² antes de alcanzar una pérdida de carga terminal de 8 pies.

El diseñador, sin embargo, debe tener en cuenta que el operador tiene un control potencial de la calidad del agua en el proceso de coagulación antes de hacer una decisión arbitraria sobre ratas de filtración.

Los beneficios de la producción neta de ratas más altas pueden notarse en la figura 11, la cual indica que con medios dobles, alrededor de 8 millones de galones al día por 1,000 p² pueden filtrarse a 6 gpm/p², mientras que solamente alrededor de 2.8 millones de galones al día por 1,000 p² pueden filtrarse a 2 gpm/p².

MEDIO FILTRANTE

La anterior discusión sobre flóculo y rata de filtración hace concluir que la selección del medio filtrante no es la consideración principal en el diseño o en la operación de una planta de tratamiento. Sin embargo, un mejoramiento razonable en la calidad y en la economía se puede alcanzar con el uso inteligente de varios medios filtrantes. La figura siguiente demuestra que algunas alternativas están a disposición del diseñador, y por qué un arreglo puede ser mejor que otro.

Cuando se usa un filtro de medios múltiples, tanto la calidad del efluente como la carrera del filtro pueden ser influenciadas por los siguientes factores: tamaño efectivo, coeficiente de uniformidad, gravedad específica y profundidades de cada medio. El tamaño de la capa superior es particularmente importante.

La selección del tamaño del carbón ha cambiado algo durante los últimos años. Cinco años atrás el antrafilt No. 1, que es un carbón con un tamaño efectivo de 0.7 mm, era usualmente colocado sobre arena con un tamaño efectivo de 0.5 mm. Ahora se usa un material mucho más grueso. La figura 12 indica la comparación entre el llamado filtro de medio estándar, el cual está compuesto de 18" de carbón con un tamaño efectivo de 1 mm, y un coeficiente de uniformidad de 1.11 sobre 6" de arena con un tamaño efectivo de 0.49 mm y un coeficiente de uniformidad de 1.14; y el antrafilt comercial No. 1.5 al cual se le han removido todas las partículas más finas que 1.2 mm sobre una arena comercial (Muscatine), con un tamaño de 0.43 mm y un coeficiente de uniformidad de 1.62. Este segundo filtro que usó el medio más grueso en la parte superior dio una eficiencia de filtración más alta, debido a carreras más largas. Los efluentes fueron de la misma excelente calidad en todos los casos (< 0.1 U. J.).

Los resultados de los ensayos incluidos en la figura 13 indican que el medio corriente fue inferior a aquel en el que fueron removidas las partículas finas de carbón menores

de 1.4 mm. Sin embargo, con el tamaño de 1.7 empezaron a ocurrir prontas irrupciones de turbiedad, de modo que hay un límite para el incremento de tamaño. El carbón de 1.7 mm es además impráctico si se emplea antrafilt No. 1.5, debido a que el 70% es más fino que 1.7 mm y, a menos que se use como combustible, no tendría ningún valor.

La figura 14 es un gráfico que resume las carreras hechas en Erie, Pennsylvania, y muestra cómo el medio dual de carbón y arena es superior al material del llamado filtro estándar.

Generalmente, la carrera del filtro incrementó con el aumento en la capa superior del tamaño del carbón de un filtro de medio doble bajo las condiciones de los ensayos del lago Erie. Esta variación en el tamaño del carbón hizo que la relación del tamaño carbón-arena cambiara y, por consiguiente, la cantidad de intermezcla variara también. Por tal motivo, es difícil aislar la verdadera influencia de la intermezcla. Sin embargo, ésta es parte inherente del diseño.

Debido a que dicha mezcla entre el carbón y la arena fue considerada benéfica en la filtración, se hizo un estudio paralelo para determinar el grado habitual de mezcla cerca de la interfase midiendo la pérdida de carga a intervalos de 3" en un filtro operado a una alta rata de 14.5 gpm/p². Esta rata fue escogida para producir un cambio pronunciado de pérdida de carga en cada una de las 3", de manera que los resultados puedan ilustrarse gráficamente.

El ejemplo de la figura es para los tres diferentes tipos de medio: arena, carbón y una combinación de los dos. El tercero contiene 18" de carbón de 1.14 mm y 6" de arena de 0.43 mm, mientras que los otros dos tienen 24" de cada uno. Ambos lechos, el de arena y el de carbón, crearon una alta pérdida de carga por pulgada en las 2" superiores. Cuando se removió todo el carbón más fino que 1.0 mm, esta pérdida de carga se redujo marcadamente. En efecto, después del lavado, virtualmente se uniforma hasta una profundidad de 14", permitiendo por consiguiente un uso más eficiente de los poros para almacenamiento de flóculos. La pérdida de carga incrementó gradualmente de 14" a 20" como resultado de la mezcla de arena y carbón. Una barrera efectiva está localizada en esta zona. La idea de Conley (16) de añadir granate a estos dos materiales, tiene el objeto de cambiar la localización de la zona menos permeable, de modo que las curvas de pérdida de carga sean aun más pronunciadas cerca del fondo que aquellas indicadas en la figura 15. Hasta qué punto el diseñador acepte este principio depende de cuánta pérdida de carga inicial esté dispuesto a tolerar y qué carrera de filtración pueda justificarse económicamente. En realidad, existe un índice económico y práctico en este asunto. Si la penetración del flóculo es relativamente débil y la influencia de cambios violentos de rata puede hacerse poco significativa con el uso de arena barata debajo de un carbón grueso, puede no ser necesaria la incorporación de granate, el cual es más fino, más pesado y más caro.

No obstante la vaguedad en seleccionar el medio, se realizaron experimentos en nuestros laboratorios para demostrar la influencia de mezclar granate con arena y carbón. Estos experimentos fueron hechos filtrando agua limpia a 2, 4 y 6 gpm/p² en un medio de 30", y están descritos en la tabla No. 1.

Las tres figuras siguientes indican que la permeabilidad en la zona inferior puede alterarse mucho con el simple cambio del medio, la mezcla o el procedimiento de lavado. Por ejemplo, en la figura 16 la pérdida de carga máxima a 6 gpm/p² asciende a más o menos 3" con medio doble, mientras en la figura 17 con medio múltiple (MM-2), con 2" de granate fino, se produjo una máxima pérdida de carga de 6". Como se indica en la figura 18, este cambio en permeabilidad (una pérdida de carga de 9") fue extendido aun más con adición de 3" de granate fino (MM-1). Para demostrar que esta permeabilidad puede conseguirse con una selección apropiada de arena y carbón solamente, se hicieron algunos ensayos con 12" de arena fina (Ottawa) y 18" de carbón. Esto produjo una pérdida de carga máxima de 11" (ver figura 19). La relativa poca porosidad hizo que todas estas carreras fueran demasiado cortas, y por consiguiente se concluyó que no era ventajoso usar arena tan fina. Resultados preliminares indicaron que de las unidades de 30" ensayadas, la que tenía 2" de granate fino y 1" de granate grueso junto con 6" de arena y 18" de carbón fue probablemente la mejor. Sin embargo, como se indicó anteriormente, no existen datos de planta completos para demostrar que éste es el diseño más económico o el más fácil de operar.

Previos ensayos piloto y análisis económicos de medios dobles indicaron que la profundidad óptima debería ser de 18" de carbón para la capa superior. Para la clarificación del efluente de plantas de tratamiento de aguas residuales, algunos diseñadores han usado hasta 24". La profundidad de la arena permanece más debatible. En nuestros laboratorios frecuentemente se han usado 6", otros sugieren de 8" a 12", debido a que la grava se desacomoda y posiblemente se cuele en la arena durante el lavado.

Las técnicas del lavado pueden causar un cambio muy notable en el punto en que ocurre la pérdida máxima de carga. Si, por ejemplo, el agua de lavado se suspende lentamente, el máximo ocurre a una profundidad de 22" para el lecho con 12" de arena (Ottawa); mientras que si el agua de lavado se corta rápidamente, el punto se cambia a 20" y dicha capa es además mucho menos permeable (ver figura 19). Tal cosa probablemente se deba a que deja menos espacio para el almacenamiento de flóculo y por consiguiente no es un punto de ubicación preferencial del material fino.

RESUMEN

La producción de agua de alta calidad en un filtro rápido de arena, bajo todas las condiciones, está muy influenciada por la resistencia del flóculo aplicado a los filtros. De tal manera, existen probablemente muchas combinaciones de medios filtrantes y tasas de filtración que pueden ser aceptables desde el punto de vista de la salud pública. Sin

embargo, mientras no exista una manera buena y rápida de predecir y producir un floculo de resistencia adecuada, las entidades reguladoras pueden exigir un año de experimentos piloto antes de autorizar cambios radicales en el diseño u operación de filtros. Después de todo, la calidad del agua cruda y los operadores suelen variar más que la resistencia del floculo.

REFERENCIAS

1. Baylis, J. R., "Discussion of Test Program for Filter Evaluation at Hanford". Jour. AWWA, 52: 214 (February 1960).
2. Conley, W. R., and Pitman, R. W., "Test Program for Filter Evaluation at Hanford". Jour. AWWA, 52: 205 (February 1960).
3. Camp, T. R., "Discussion of Experience with Anthracite - Sand Filters". Jour. AWWA, 53: 1478 (December 1961).
4. Robeck, G. G., Dostal, K. A., and Woodward, R. L., "Studies of Modifications in Water Filtration". Jour. AWWA, 56: 198 (February 1964).
5. Dostal, K. A., and Robeck, G. G., "Studies of Modifications in Treatment of Lake Erie Water". Jour. AWWA, 58: 1489 (November 1966).
6. Conley, W. R., "Integration of the Clarification Process". Jour. AWWA, 57: 1333 (October 1965).
7. Hudson, H. E., "Factors Affecting Filtration Rates". Jour. AWWA, 48: 1138 (September 1956).
8. Hudson, H. E., "Factors Affecting Filtration Rates". Jour. AWWA, 50: 271 (February 1958).
9. Baylis, J. R., "Experiences in Filtration". Jour. AWWA, 29: 1010 (July 1937).
10. Baylis, J. R., "Seven Years of High-Rate Filtration". Jour. AWWA, 48: 585 (May 1956).
11. Conley, W. R., "Experience with Anthracite-Sand Filters". Jour. AWWA, 53: 1473 (December 1961).
12. Segall, B. A., and Okun, D. A., "Effect of Filtration Rate on Filtrate Quality". Jour. AWWA, 58: 368 (March 1966).
13. Hudson, H. E., "Functional Design of Rapid Sand Filters". Proc. ASCE, San. Eng. Div., 89: SA1-17 (January 1963).

- 14 Hudson, H. E., "Design Criteria for Rapid Sand Filters: Declining—Rate Filtration". Jour. AWWA, 51: 1455 (November 1959).
15. Easterday, E. E., "New Ideas in Filter Operation Prove Economical at St. Louis". Water Works Eng., 104: 973 (October 1951).
- 16 Baylis, J. R., "Surges in the Flow of Water Through Filters". Pure Water, 10: 77 (May 1958).
- 17 Cleasby, J. L., Williamson, M. M., and Baumann, E. R., "Effect of Filtration Rate Changes on Quality". Jour. AWWA, 55: 869 (July 1963).
- 18 Conley, W. R., "Discussion: Theory of Water Filtration". Proc. ASCE, San. Eng. Div., 91: SA2-72 (April 1965).

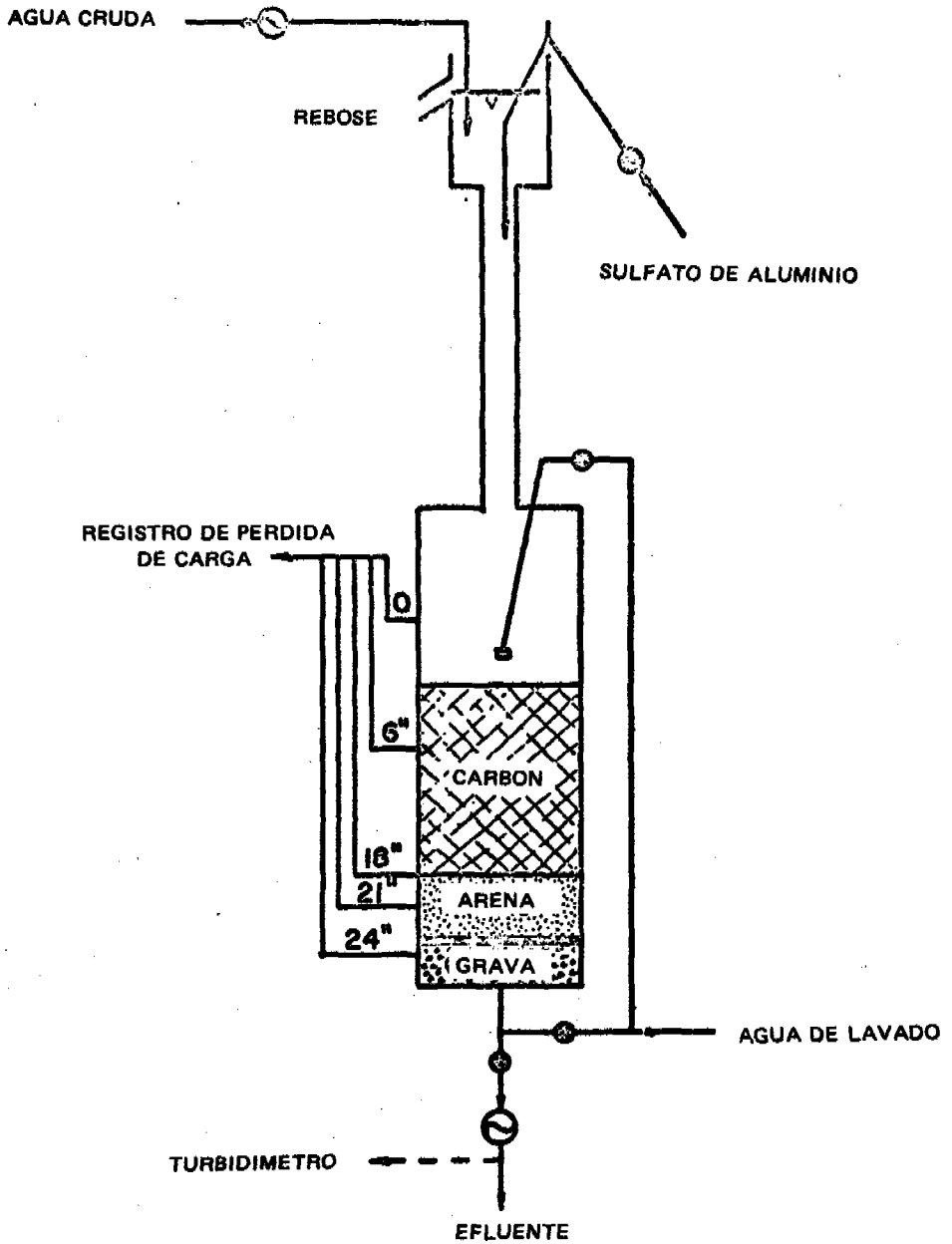
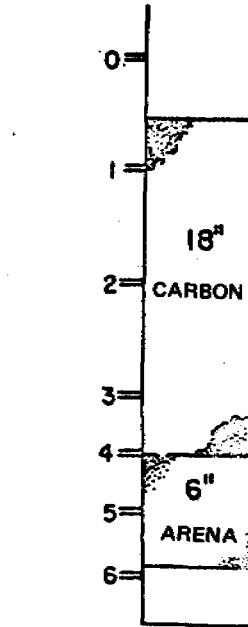
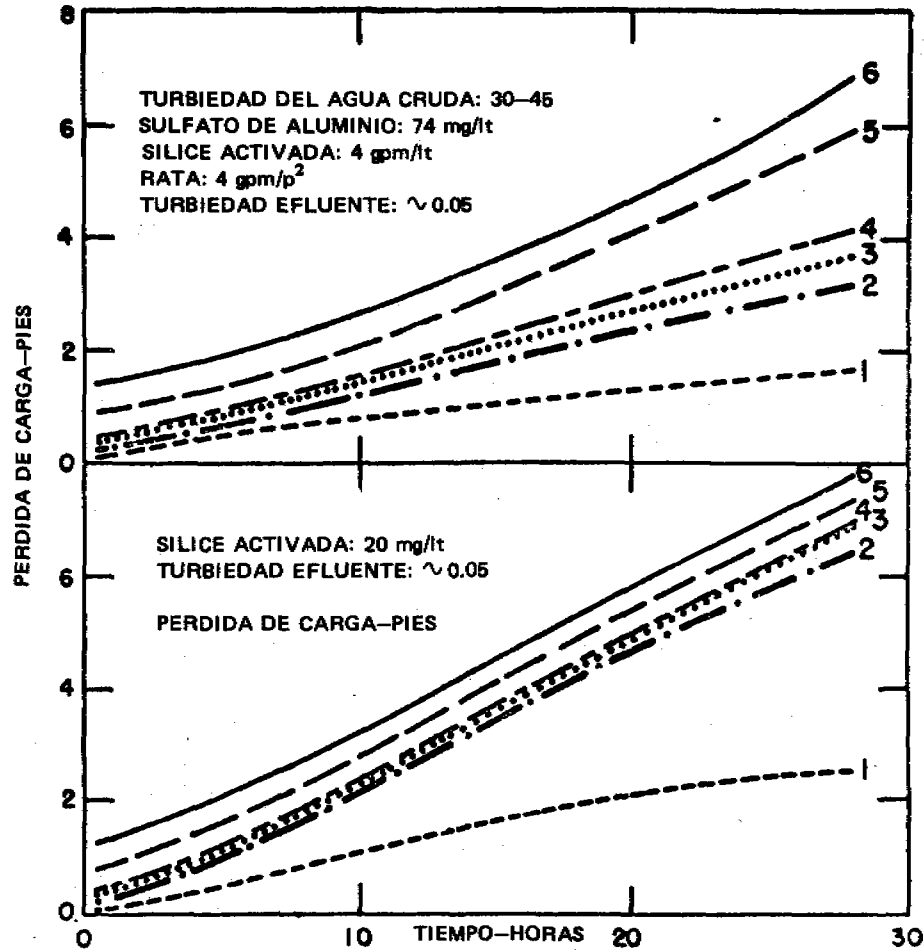


FIGURA 1. DETALLES DEL FILTRO EXPERIMENTAL



LOCALIZACION DE PIEZOMETROS
EN EL FILTRO TÍPICO

FIGURA 2. INFLUENCIA DEL POLIELECTROLITO EN LA PENETRACION DEL FLOCULO

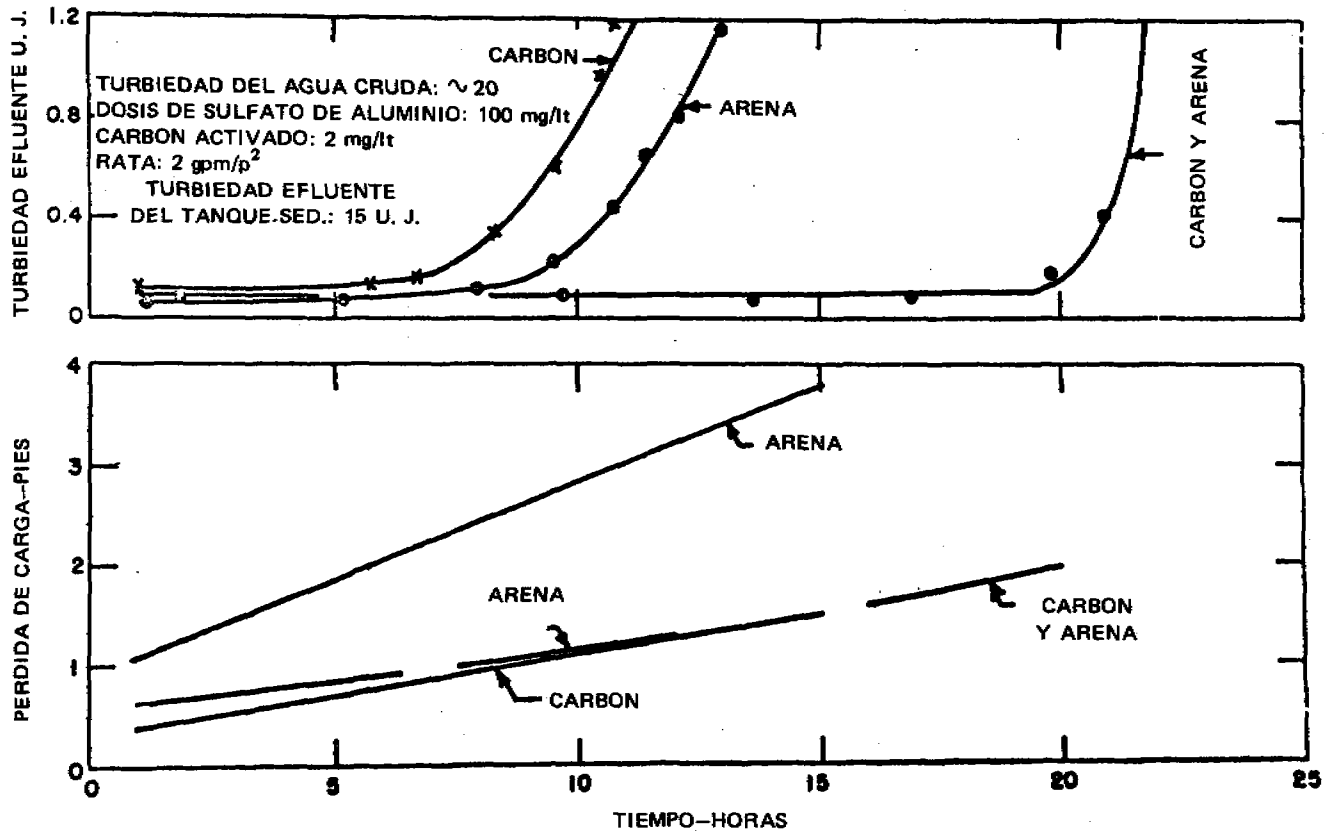


FIGURA 3. INFLUENCIA DEL MEDIO FILTRANTE EN LA CARRERA DE FILTRACION CON FLOCULO DEBIL

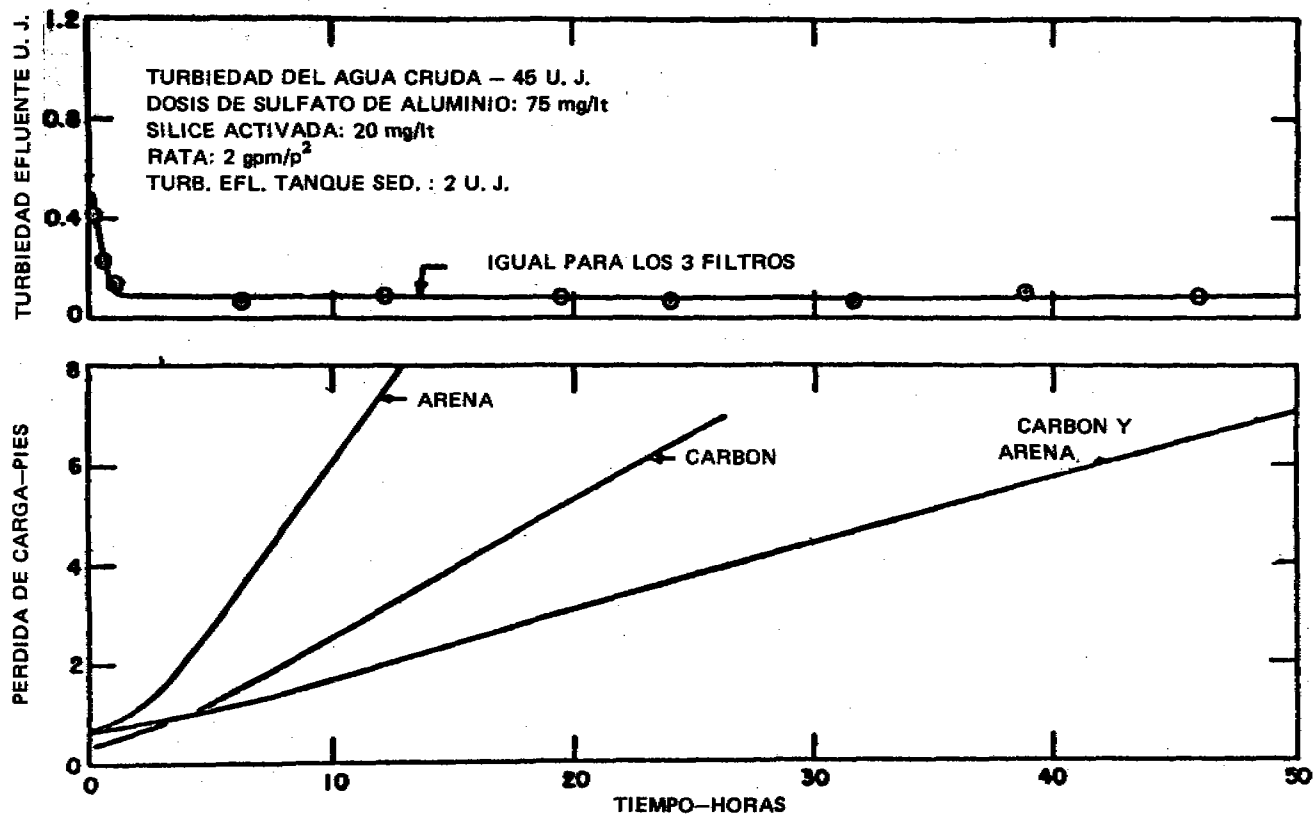


FIGURA 4. INFLUENCIA DEL MEDIO FILTRANTE EN LA CARRERA DEL FILTRO CON FLOCULO FUERTE

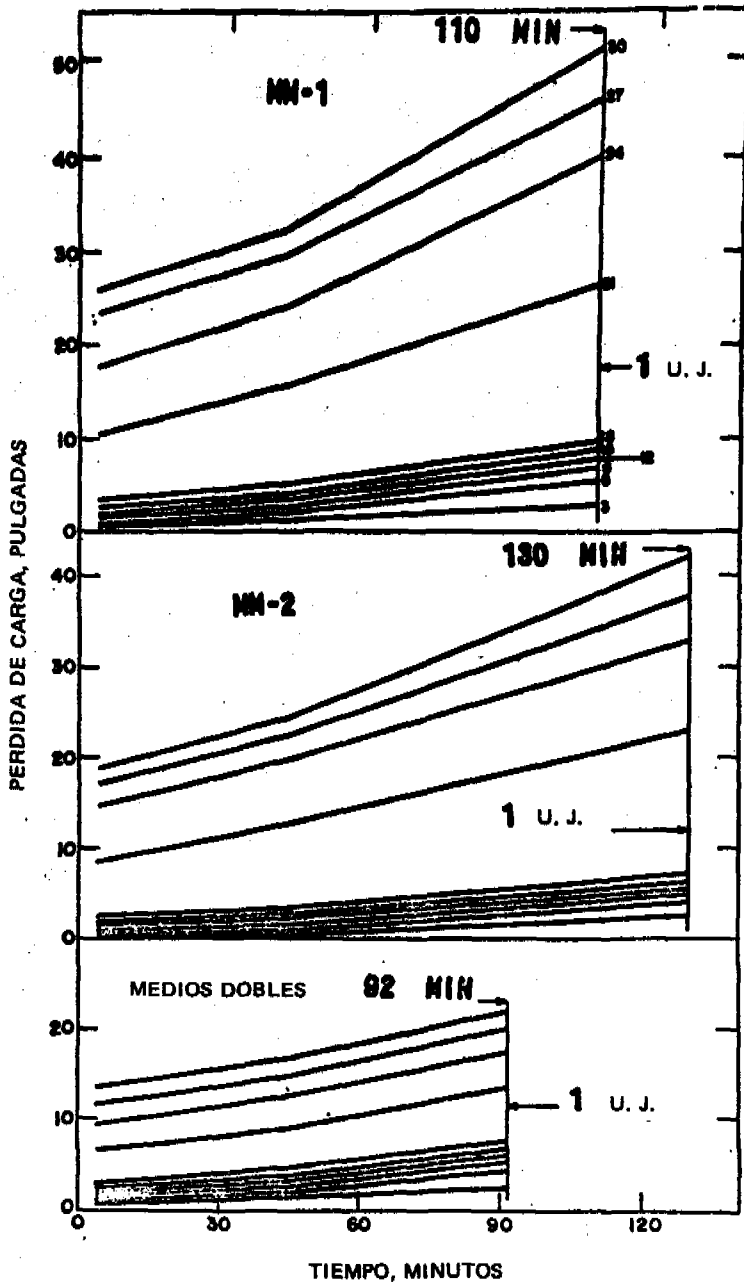


FIGURA 5. CONDICION DE FLOCULO DEBIL

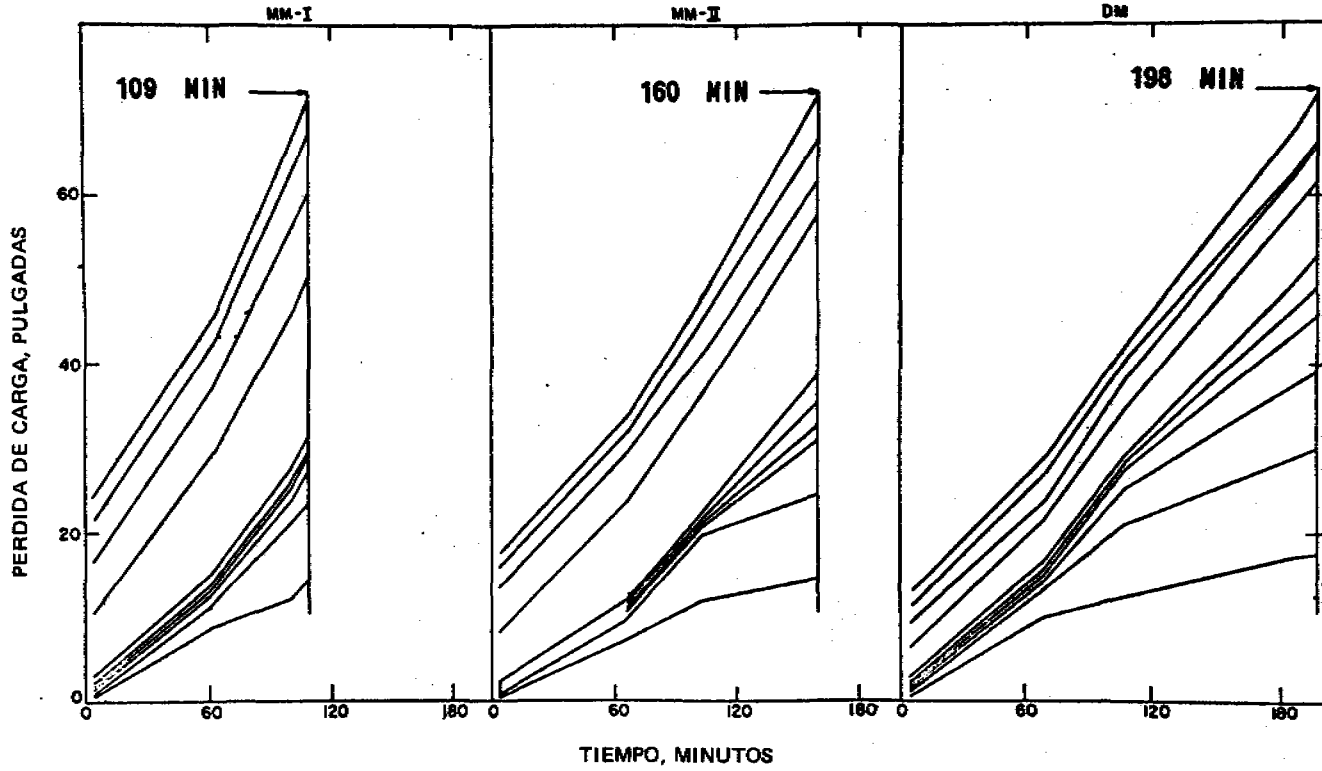


FIGURA 6. CONDICION DE FLOCULO FUERTE, 4 gpm/pie²

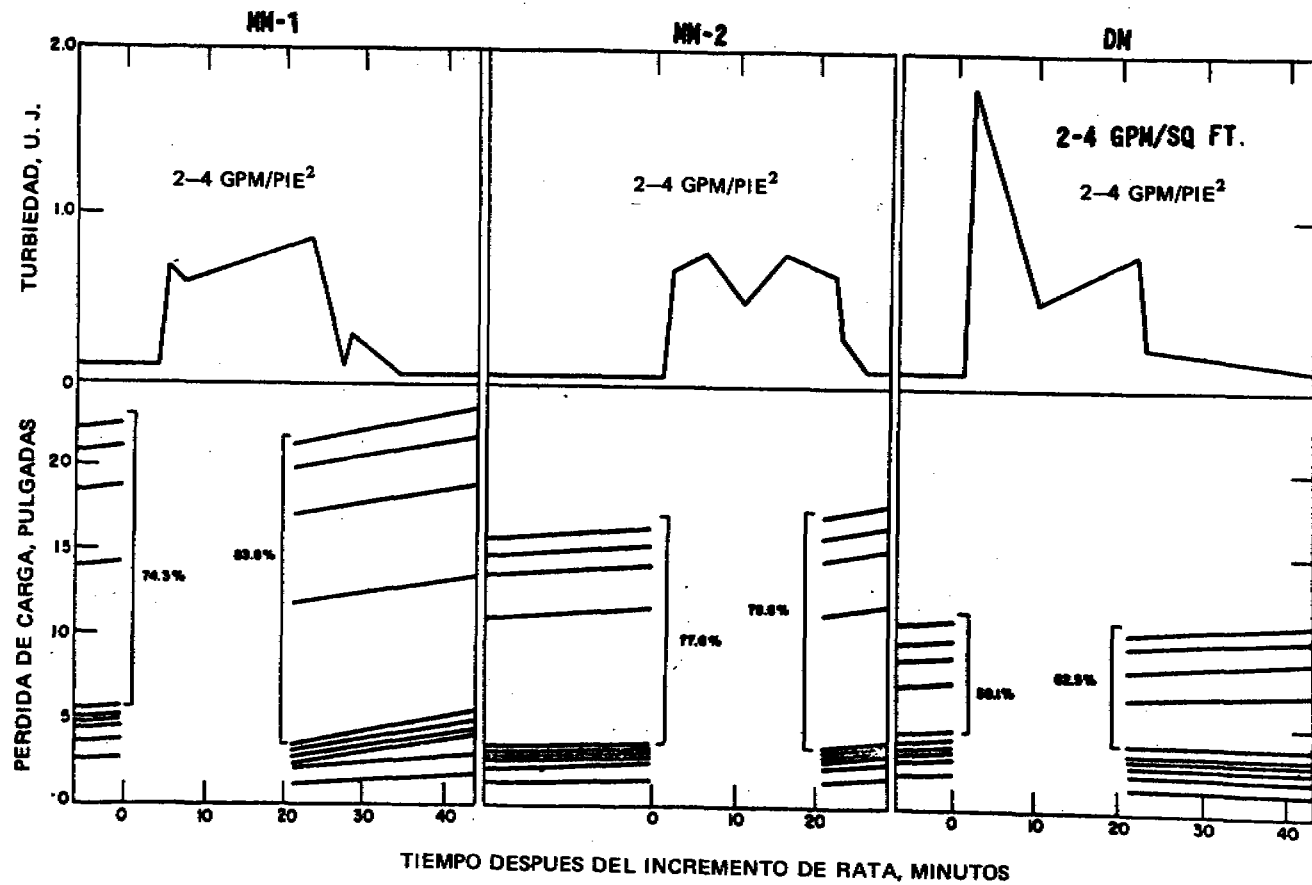


Figura 7. Cambios de Rata con Flóculo Débil

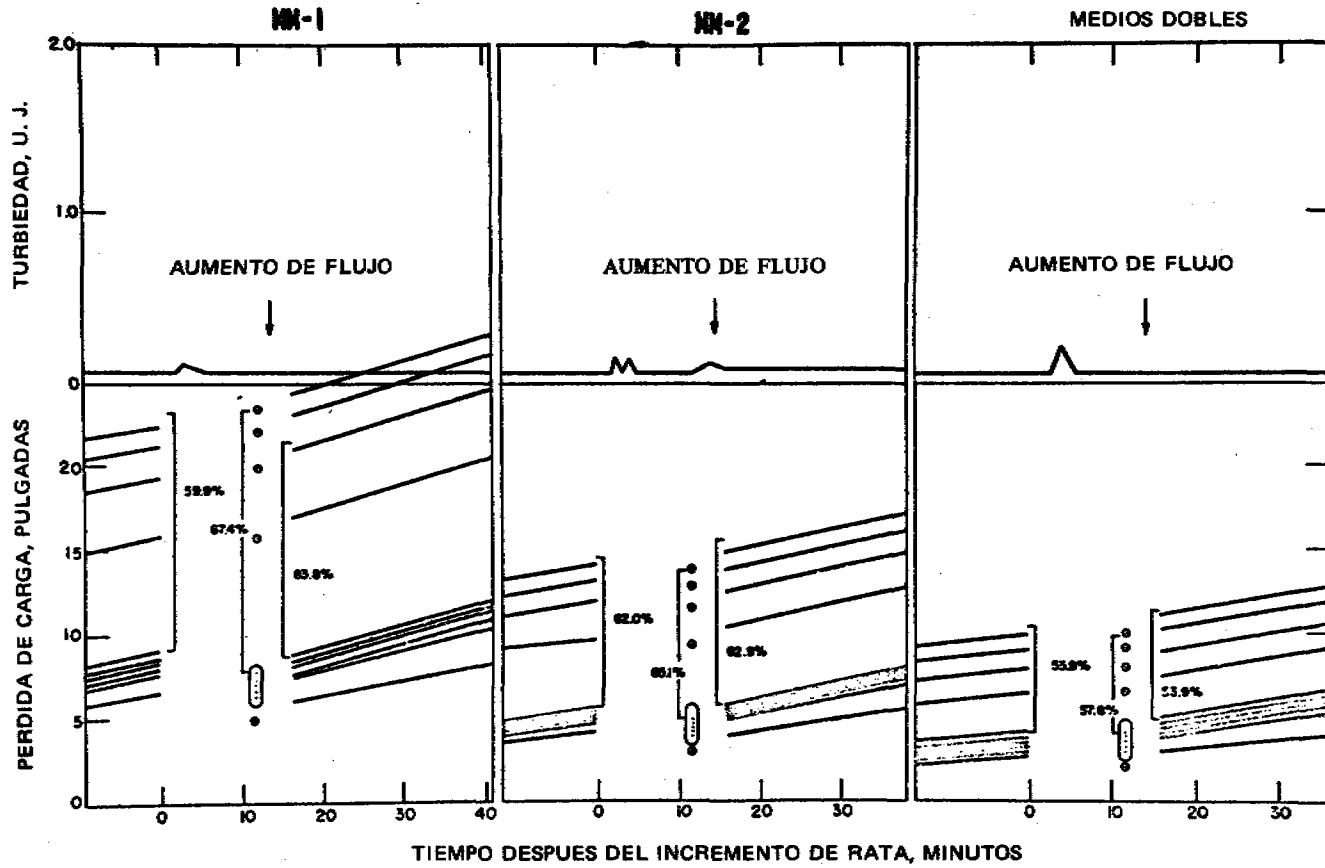
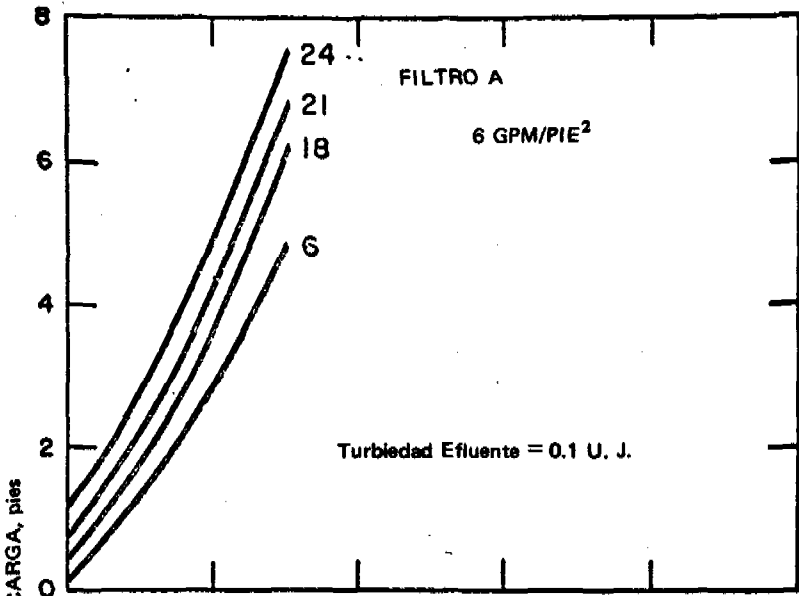


Figura 8. Cambios de Rata con Flóculo Fuerte



10 mg/lit de Sulfato de aluminio, Medios Estándar, Turbiedad afluente = 4 U. J.

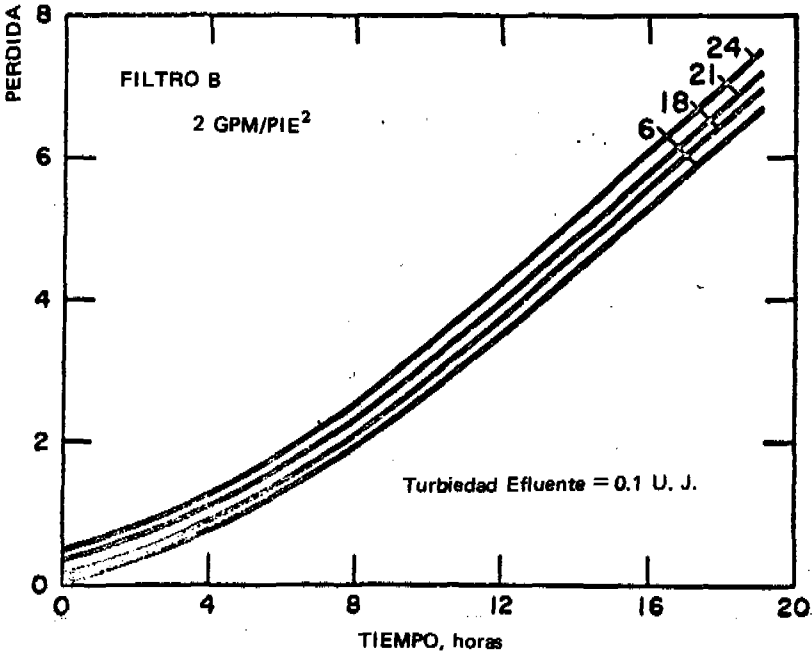


Figura 9. Influencia de la Rata de Filtración en la Carrera del Filtro

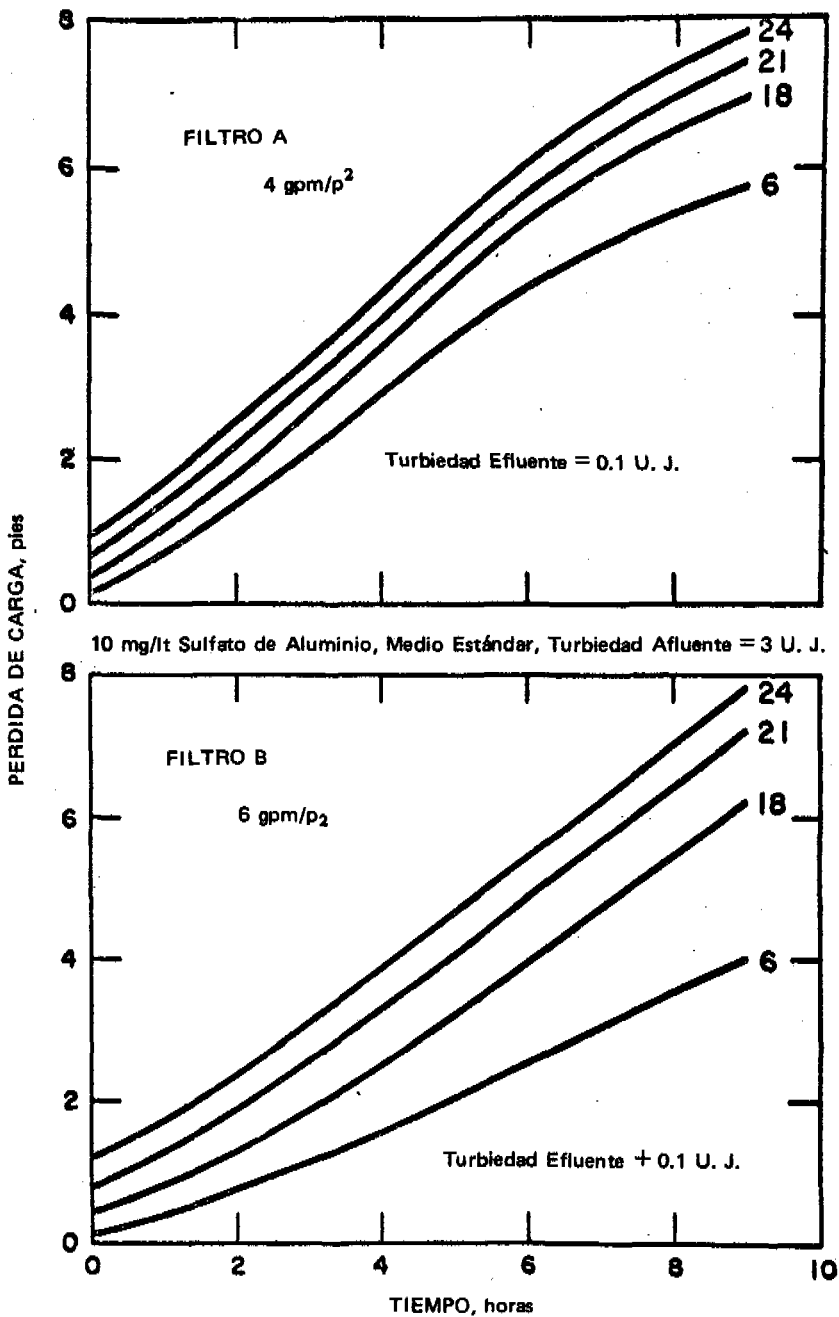


FIGURA 10. INFLUENCIA DE LA RATA DE FILTRACION EN LA LONGITUD DE LAS CARRERAS

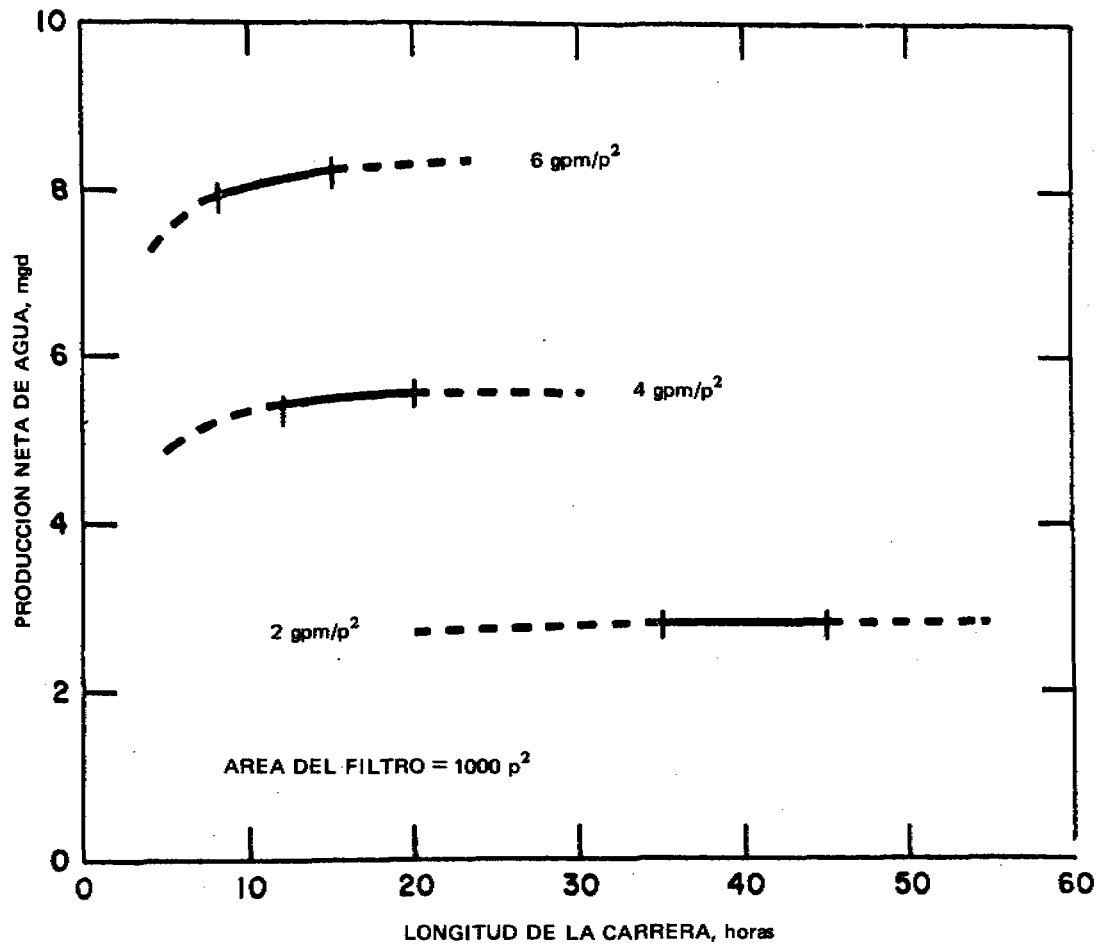


FIGURA 11. INFLUENCIA DE LA RATA DE FILTRACION Y CARRERA DEL FILTRO EN LA PRODUCCION NETA DE AGUA DEL FILTRO

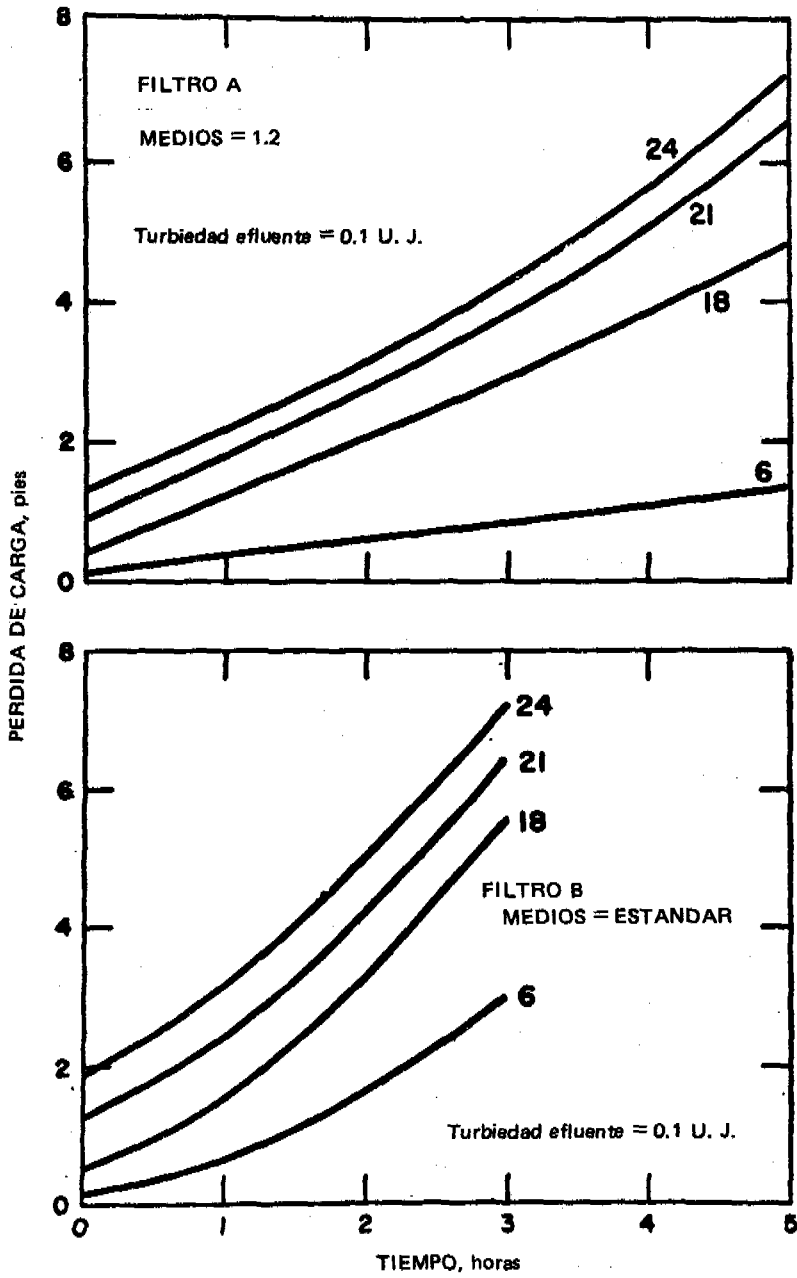


Figura 12. Influencia del Medio Filtrante en la Carrera del Filtro
 (6 gpm/pie², 10 mg/lit sulfato de aluminio, turbiedad afluente 35 U. J.)

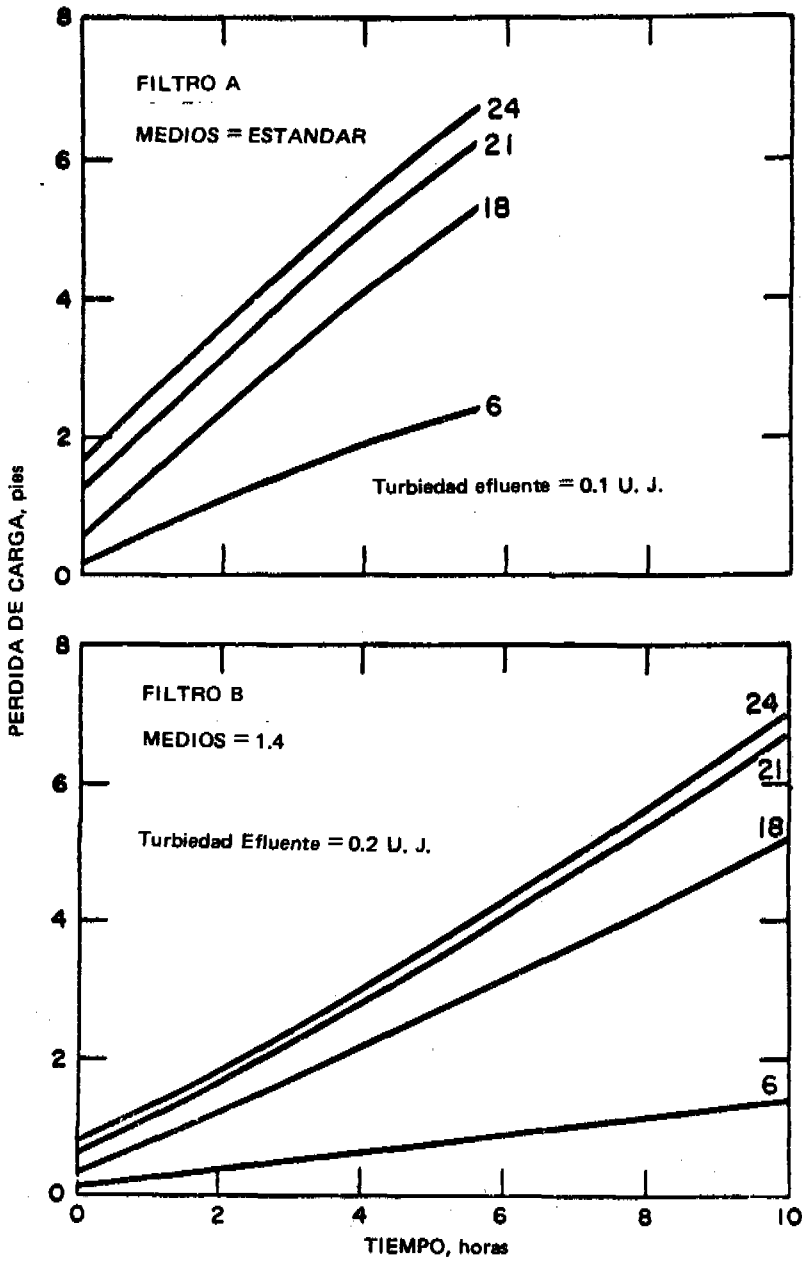


Figura 13. Influencia de los Medios Filtrantes en la Carrera de Filtración (4 gpm/pie², 10 mg/lit de sulfato de aluminio, Turbiedad afluente = 7 U. J.)

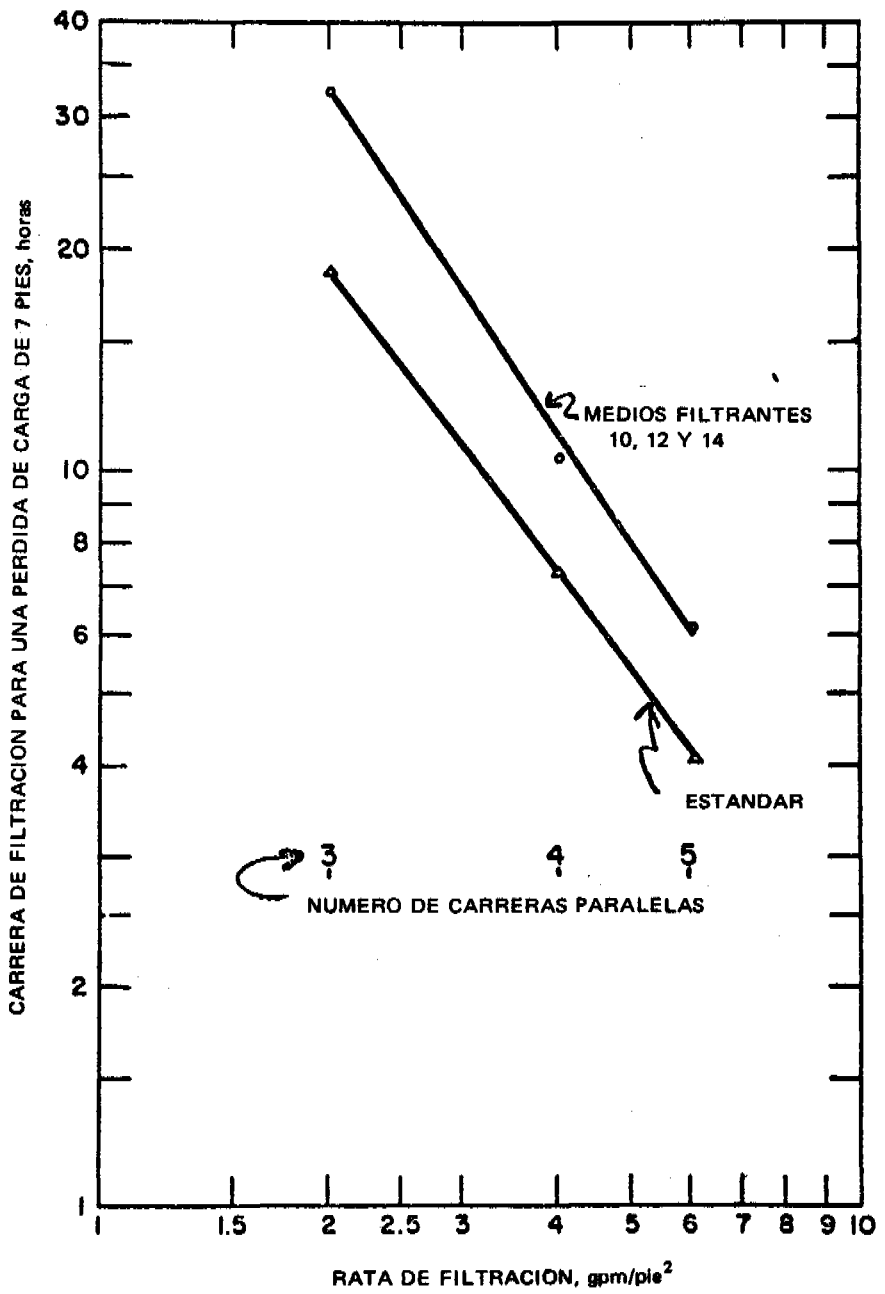


Figura 14. Influencia de la Rata de Filtración y de los Medios Filtrantes en la Carrera del Filtro

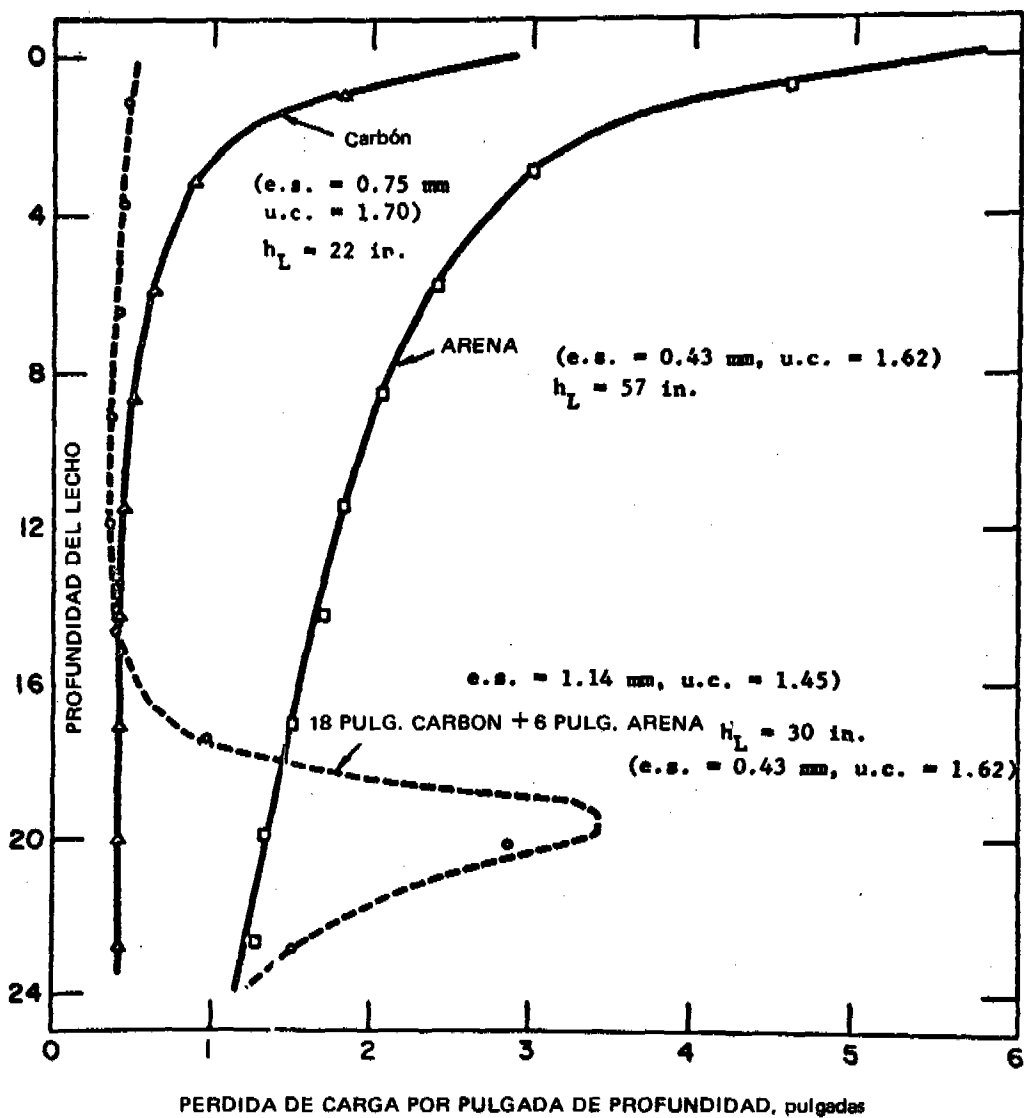


Figura 15. PERDIDA DE CARGA POR AGUA CLARA PARA TRES MEDIOS FILTRANTES A 14 gpm/pie²

TABLA I

CARACTERISTICAS DEL MEDIO FILTRANTE

Filtro	Tipo	Profundidad Pulgadas	Tamaño de la capa Superior	Tamaño Específico	Coefficiente de Uniformidad
Medio Doble	Carbón Antracita	18	1.00	1.12	1.39
	Arena Muscatine	12	0.42	0.48	1.37
Medio Múltiple I	Carbón Antracita	18	1.00	1.12	1.39
	Arena Muscatine	6	0.42	0.48	1.37
	Granate Fino	3	0.18	0.19	1.35
	Granate Grueso	3	> 0.30	> 0.30	-
Medio Múltiple II	Carbón Antracita	18	1.00	1.12	1.39
	Arena Muscatine	9	0.42	0.48	1.37
	Granate Fino	2	0.18	0.19	1.35
	Granate Grueso	1	> 0.30	> 0.30	-
Medio Doble Especial	Carbón Antracita	18	1.00	1.12	1.39
	Arena Ottawa	12	0.18	0.19	1.37

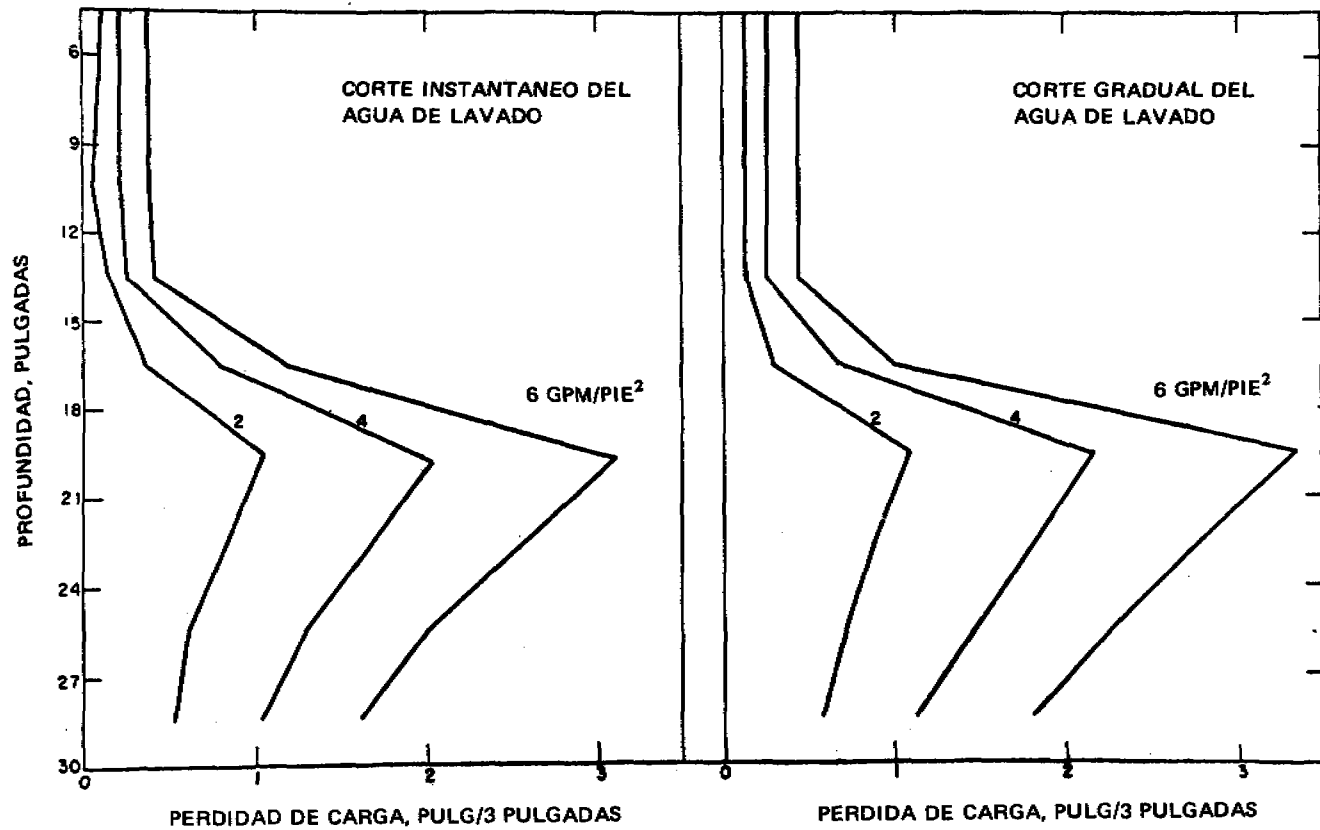


FIGURA 16 – GRADIENTE DE PERDIDA DE CARGA, MEDIOS DOBLES

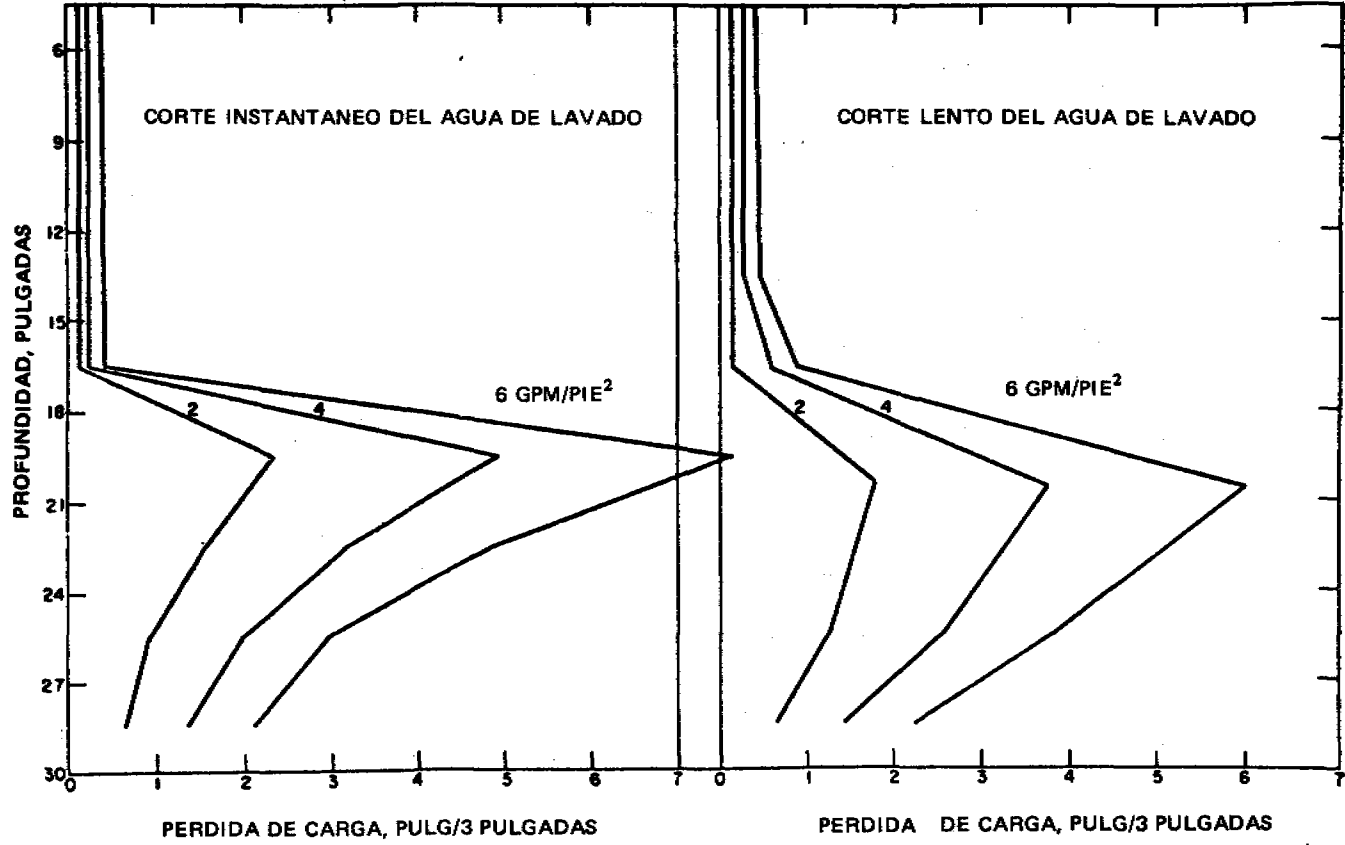


FIGURA 17 - GRADIENTE DE PERDIDA DE CARGA MM-2

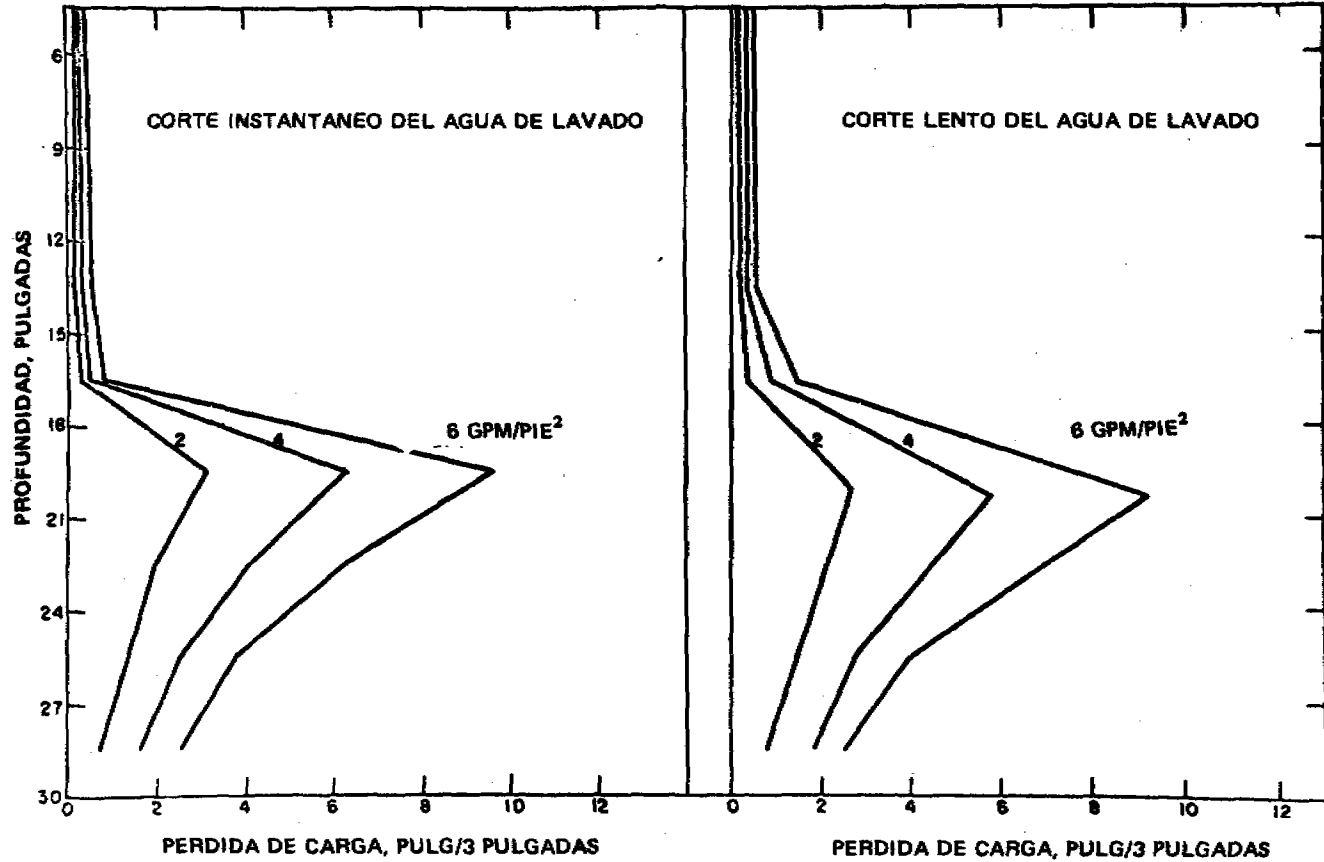


FIGURA 18. GRADIENTE DE PERDIDA DE CARGA, MM-1

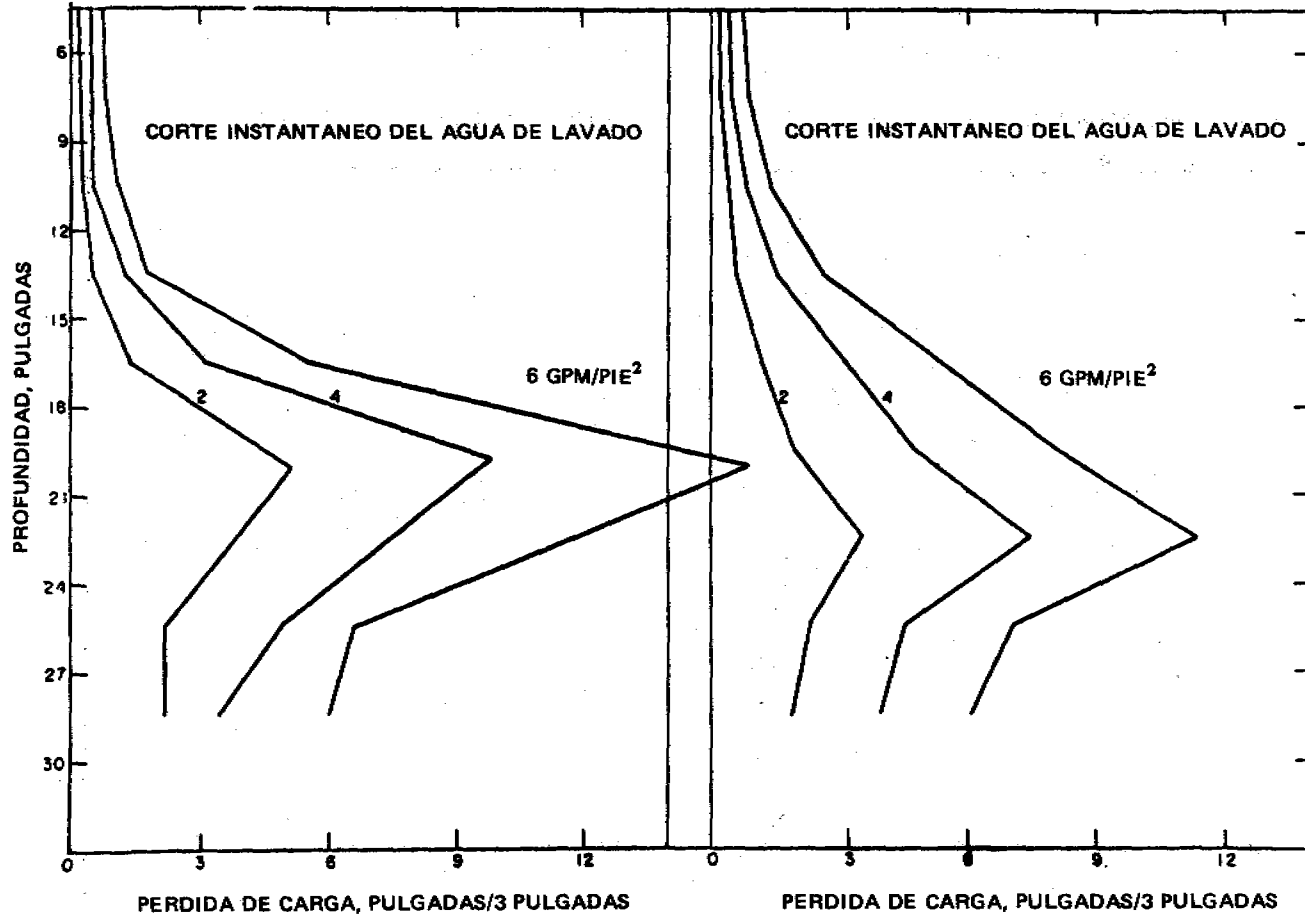


FIGURA 19. GRADIENTE DE PERDIDA DE CARGA, MEDIOS DOBLES ESPECIALES

EXPERIENCIAS EN LOS ESTADOS UNIDOS CON MEDIOS MEZCLADOS

Gordon G. Robeck

Director de Laboratorio

Programa de Investigación en Abastecimiento de Agua

Centro Nacional de Investigaciones Ambientales

Agencia Federal de Protección Ambiental

Cincinnati, Ohio, EE. UU.

y

Graham Walton, PHS

Consultor-Retirado

E.E. U.U.

Ha habido una tendencia continua hacia un mejoramiento en la clarificación del agua. Los "Estándares para Agua Potable del Servicio de Salud Pública de los EE. UU. de 1942" (U. S. Public Health Service Drinking Water Standards, 1942), recomendaban que el agua suministrada al consumidor no debería tener una turbiedad en exceso de 10 U. J. En los estándares de 1962 (1), este límite se redujo a 5 U. J. con el comentario de que cuando se tratara el agua mediante procesos de clarificación la turbiedad no debería exceder 1 U. J. Estos estándares se están revisando actualmente y se ha propuesto que se fije el límite en 1 U. J. para toda el agua potable. En 1968, la "American Water Works Association" (2) adoptó "Metas de Calidad" recomendando que la turbiedad del agua potable no excediese 0.1 U. J.

Hoy en día, las plantas de tratamiento más progresistas producen aguas con turbiedades menores que 0.2 U. J., y la mayoría de las plantas pequeñas, aguas que generalmente no exceden una turbiedad de 1.0 U. J. Hudson (3) ha pronosticado que, para 1980, el mejoramiento en los procesos y en los controles de operación harán posible producir agua con una turbiedad del orden de 0.01 U. J.

Históricamente, el propósito de la clarificación ha sido proporcionar un agua estéticamente aceptable. Ahora se admite que cuando se realiza en forma adecuada, la clarificación del agua es muy efectiva para reducir el contenido de bacterias (4,5) y la remoción de un alto porcentaje de virus que pudiesen encontrarse en el agua (6, 7, 8) y de esencialmente todos los quistes de *Endamoeba histolytica* e *Histoplasmosa capsulatum* (10). La clarificación también aumenta la efectividad de la desinfección con cloro. Remueve las partículas que puedan proporcionar algún grado de protección a los microorganismos contenidos en el agua o adsorbidos por ésta (11, 12, 13). Reduce la cantidad de sedimento que pueda depositarse en el sistema de distribución y puede contribuir a disminuir los problemas de control del olor y el sabor (14, 15, 16).

Los costos de construcción de nuevas plantas, o de modificaciones o adiciones a las existentes, se han reducido por medio del uso de sedimentadores de alta rata y de corto período de detención, y de filtros de alta rata y de medios múltiples. La capacidad de

tratamiento de una planta convencional de filtros rápidos de arena puede doblarse utilizando estos sistemas (17). En algunas plantas, los costos de operación se han reducido por medio de un control más eficiente del dosaje de compuestos químicos y por equipos que ahorran trabajo, tales como el lavado manual remoto o completamente automático de los filtros.

Monitoreo del efluente filtrado

El monitoreo instrumental de la turbiedad del efluente de cada filtro, capacita al operador para decidir cuando debe retirar el filtro en operación para el lavado. Algunas plantas proporcionan equipo completo de monitoreo de la turbiedad de cada filtro. Una planta pequeña utiliza un solo turbidímetro instrumental, con una segunda unidad de repuesto, programado para indicar y registrar la turbiedad del efluente de cada uno de los seis filtros en operación durante diez minutos de cada hora.

Tendencias en el Diseño de Plantas

Aunque no es factible abarcar en este trabajo los detalles del diseño de las plantas de tratamiento, se mencionan brevemente ciertas tendencias que probablemente serán de interés. La publicación "Water Treatment Plant Design" (18) demostró ser de mucha utilidad para la divulgación de los recientes progresos en este campo.

Aprobación del diseño

En los Estados Unidos, todos los planos y especificaciones para la construcción de nuevas plantas y para modificaciones mayores o adiciones a plantas existentes, que proveen agua para uso público, deben conseguir la aprobación de la agencia estatal adecuada. A fin de proteger al público, la mayoría de estados ha adoptado una actitud conservadora hacia las innovaciones no probadas. Esto puede retardar, pero no evitar, nuevos avances. La política mencionada en "Recommended Standards for Water Works" (19) de la Junta Estatal de Ingenieros Sanitarios de los Grandes Lagos y del Mississippi Superior (Great Lakes—Upper Mississippi River Board of State Sanitary Engineers), es típica de la mayoría de los estados. Dice lo siguiente: "No es posible abarcar los procesos y equipos recientemente desarrollados en una publicación de este tipo. Sin embargo, la política es alentar más bien que obstaculizar el desarrollo de nuevos procesos y equipos. Los recientes progresos pueden ser aceptables para los estados individuales si cumplen por lo menos con una de las condiciones siguientes: 1) haber sido exhaustivamente probados en planta piloto por un período suficiente hasta demostrar un funcionamiento satisfactorio, o 2) haber acordado una cláusula de rendimiento u otro arreglo aceptable a fin de que los dueños o

custodios oficiales estén adecuadamente protegidos, tanto financieramente como en otros aspectos, en caso de fallas del proceso o equipo”.

En varios casos el Laboratorio de Investigación de Abastecimiento de Agua de la Agencia de Protección al Ambiente de los EE. UU. (Water Supply Research Laboratory, U. S. Environmental Protection Agency) ha ayudado a las municipalidades en la conducción de estudios a escala piloto y de plantas piloto que proporcionaron la información necesaria para conseguir la aprobación de la agencia revisora del estado en las innovaciones en los procesos de tratamiento (20, 21, 22, 23, 24).

Mezcla Rápida

El reconocimiento de la importancia de la dispersión rápida y completa de los compuestos químicos a fin de poner en contacto tantas partículas como sea posible con los agentes coagulantes, antes de que se complete la reacción química, ha llevado al uso de equipos mecánicos para mezcla rápida en la mayoría de las nuevas plantas.

Cuando parecen aconsejables la aplicación y la dispersión secuencial de dos o más compuestos químicos, una planta puede tener dos o más cámaras de mezcla, proporcionando cada una de ellas no menos de 30 segundos de tiempo de detención. La mezcla rápida se realiza generalmente con mezcladores de eje vertical de alta potencia diseñados para inducir gradientes de velocidad del orden de 300 pies/seg/pies o (m/seg/m).

Floculación

La floculación involucra la agitación controlada por un período prolongado, durante el cual las partículas coaguladas coalescen para formar un floc de mayor tamaño y densidad. Hudson (25) y otros, han mostrado que la rata de floculación varía con el gradiente de velocidad (G) junto con varios otros parámetros físicos y químicos, y que el grado en que se complete la floculación, dentro de ciertos límites, es proporcional al producto del gradiente de velocidad (G) por el tiempo de mezcla (t).

Los tanques de floculación proporcionan generalmente de 20 a 60 minutos de tiempo de detención con mezcladores mecánicos, para producir gradientes de velocidad (G , en pies/seg/pies o m/seg/m) x tiempo (T , en segundos) variando de 30,000 a 150,000. Los gradientes de velocidad pueden variar de 5 a 100 pies/seg/pies o (m/seg/m) dependiendo de la fuerza cortante que se espera resista el floc. La floculación decreciente es frecuentemente utilizada con gradientes de velocidad que disminuyen desde 90 en el primer tercio del tanque, a aproximadamente 20 pies/seg/pies o m/seg/m cerca de la salida. Los tanques están generalmente divididos en compartimentos para disminuir la ocurrencia de corto circuitos.

Sedimentación

Los sedimentadores tubulares son una innovación reciente (26). Existen dos tipos de flujo: esencialmente horizontal e inclinado. En el sedimentador horizontal, los módulos PVC, que consisten en tubos de forma hexagonal de 1 a 2 pulgadas (2.5 a 5.1 cm) colocados frente a frente, y de 2 a 4 pies (0.61 a 1.22 m) de largo, son insertados en el tanque con ángulos de 5-7 grados, y cargas hidráulicas horizontales del orden de 3 a 5 gpm/pie² (122 a 204 l/min/m²) de área de entrada del tubo. El tiempo de detención en los tubos varía de 3 a 6 minutos aproximadamente.

La remoción del lodo de los tubos se logra drenando el tanque de sedimentación e invirtiendo por lo tanto la dirección del flujo en los tubos. El agua final del lavado es utilizada para volver a llenar el tanque de sedimentación.

En la sedimentación con tubos inclinados, el módulo consiste en conductos cuadrados de 2 pulgadas (5.1 mm), y dos pies (0.61 m) de largo, inclinados a 60 grados con respecto a la horizontal. La fuerza estructural se obtiene alternando la dirección de inclinación de cada fila subsiguiente de conductos. Se dice que estos se limpian por sí mismos pues el lodo sedimentado se desliza por la cara inferior y cae al fondo del tanque.

Se han construido varias plantas de tratamiento utilizando clarificadores tubulares y filtros de medios mezclados. Asimismo, unas cuantas plantas han instalado módulos tubulares inclinados en los tanques de sedimentación existentes, a fin de mejorar su rendimiento. Los resultados han sido satisfactorios. Se ha informado sobre aguas con turbiedades altas y bajas, tratadas con este tipo de sedimentadores y filtros de medios mezclados que han producido aguas con promedios menores de 1 U. J. de turbiedad.

Filtración

Para lograr una filtración eficiente, el agua pretratada debe producir un floc que penetre en el lecho pero que no lo atraviese. La falla de las fuerzas adhesivas que unen el floc a los medios, o de las fuerzas de cohesión que permiten que el floc resista el esfuerzo cortante hidráulico, hacen que el floc se fragmente y penetre a través del filtro. Teóricamente, el tamaño de los poros del filtro debería variar en razón inversa a la profundidad. Un filtro de esta clase tendría capacidad para almacenar floc en sus capas superiores e incluso para retener las últimas trazas de floc.

En los Estados Unidos, la tendencia en la construcción de nuevas plantas, o en la modificación o ampliación de las existentes, ha sido hacia el uso de filtros de alta rata y medios múltiples. Las mejoras en la coagulación, en especial el uso de ayudantes de coagulación y filtración, y el monitoreo mediante instrumentos de los efluentes de los filtros individuales, han hecho posible usar filtros de alta rata de grueso a fino, y producir aun agua altamente clarificada.

La mayoría de los filtros de medios múltiples son ya sea de carbón-arena o de medios mixtos. El filtro de carbón-arena consiste de una capa de carbón de antracita sobrepuesta a una de arena. Las especificaciones para los medios empleados en estos filtros son:

Item	Antracita	Arena
Tamaño efectivo, mm	0.80 - 1.20	0.40 - 0.50
Gravedad específica	1.4 - 1.6	2.4 - 2.7
Dureza, escala de MOH	2.0 - 3.75	
Coefficiente de uniformidad	≥ 1.65	1.3 - 1.7
Solubilidad en ácido clorhídrico, %	≥ 5	≥ 5

Aunque las profundidades de cada medio pueden variar, un diseño común consiste en 18 pulgadas de carbón sobre 8 pulgadas de arena.

Los filtros de medios mezclados contienen generalmente tres medios, antracita, arena y ya sea granate o ilmenita. La Compañía* que tiene los derechos de patente pendientes, diseña el filtro para acomodarse en forma anticipada a las condiciones de operación. Aunque no hay especificaciones fijas, tenemos como ejemplo las siguientes:

Item	Antracita	Arena	Granate	o Ilmenita
Tamaño efectivo, mm	1.00 - 1.20	0.40 - 0.50	0.15 - 0.20	0.15 - 0.20
Gravedad específica	1.4 - 1.6	2.4 - 2.6	3.8 - 4.2	4.4 - 4.9
Coefficiente de uniformidad	1.65	1.65	1.4	1.4
Dureza, escala de MOH	2.0 - 3.75	-	7	-
Solubilidad en ácido clorhídrico, %	≥ 5	≥ 5	≥ 5	≥ 5

Los filtros de medios mezclados pueden variar de 24 a 36 pulgadas de profundidad. Los porcentajes, de acuerdo al peso de cada medio en un filtro, son aproximadamente 10% de granate o ilmenita, 30% de arena y 60% de carbón. La densidad y tamaño de estos medios son tales que con el lavado quedan entremezclados en vez de separados en diferentes capas.

En los EE. UU. existen 148 plantas municipales de agua con filtros de medios mezclados (27). Generalmente, se diseñan para trabajar con polielectrolitos en el proceso de coagulación y con monitoreo instrumental de la turbiedad del agua filtrada.

* Neptune Microfloc, Inc., Corvallis, Oregon

Recientemente, varias plantas que habían tenido problemas de olor y sabor han reconstruido los filtros reemplazando toda o parte de la arena con carbón granular activado. Dichos filtros sirven a un doble propósito. Las partículas se remueven por medio de la filtración y los compuestos orgánicos se adsorben en el carbón activado. Finalmente, cuando se extingue la capacidad de adsorción del filtro el carbón debe ser reemplazado o reactivado.

Las especificaciones típicas para medios de carbón granular activado son:

<u>Item</u>	<u>Filtro de Medios Mezclados</u>	<u>Filtro de Medio Unico</u>
Tamiz, tamaño EE. UU.	8 x 30	14 x 40
Densidad en el agua, gm/cc	1.5 - 1.6	1.5 - 1.6
Tamaño efectivo, mm	0.8	0.5
Coefficiente de uniformidad	< 1.9	< 1.7

Dostal y colaboradores (24) llevaron a cabo, en la planta de Nitro, West Virginia, una serie de experimentos en pequeña escala y una prueba a escala total con filtros de carbón granular activado de doble propósito. Los resultados de estos estudios indujeron a reconstruir los filtros reemplazando la arena con carbón granular activado de tamaño de tamices de 14 x 40; y 30" (0.76 m) de profundidad. El flujo a través de estos filtros se ha mantenido aproximadamente a 2 gpm/p² (120m³/día/m²). Esto es factible solo debido a que la planta de tratamiento tiene excesiva capacidad de filtración, ya que fue construida para servir a una gran industria que ya no existe. Periódicamente, el carbón es removido de los filtros y reactivado in situ en un horno de hornillas múltiples. Aunque los problemas en el mantenimiento de dicho horno, han ocasionado periodos de hasta seis meses entre las reactivaciones del carbón, los filtros de carbón granular activado han reducido los problemas de olor y sabor y han producido agua de una claridad similar a la obtenida por los filtros de arena.

Clarificación de Agua Superficial de Alta Calidad.

El creciente problema de controlar la irrupción de cazadores, pescadores y de otras personas en los cursos de agua bajo patrullaje, junto con la creciente presión a fin de que se permita que estas áreas estén disponibles por lo menos en forma limitada para uso recreacional, han causado preocupación especialmente entre quienes trabajan en áreas relacionadas con la salud, respecto al uso de las aguas superficiales tratadas únicamente con cloro. Recientemente, un estudio del agua de los cursos bajo patrullaje señaló la presencia de patógenos entéricos en muestras recolectadas en áreas remotas (28). La tendencia, como se dice en "Water Treatment Design", es a proporcionar clarificación, así

como desinfección, en el tratamiento de todos los abastecimientos de agua superficial. Esto ha despertado interés en el desarrollo de procesos de tratamiento que reducirían los costos de capital de las plantas, clarificando aguas superficiales de alta calidad.

Los costos de construcción de una planta de este tipo pueden reducirse mediante el uso de sedimentadores de corto tiempo de detención y alta rata de filtración. La eliminación de los equipos de sedimentación proporcionaría ahorros aun mayores. El Servicio de Salud Pública ha llevado a cabo estudios en plantas piloto para evaluar la clarificación obtenida mediante la aplicación directa de agua químicamente dosificada en filtros de medios dobles. Un estudio describe el tratamiento del agua del lago Erie y el otro se ocupa de la remoción de virus (7). En el estudio del agua del lago Erie, las aplicaciones de 5 a 15 mg/lit de sulfato de aluminio al agua, aplicado directamente a los filtros, produjo un efluente de alta calidad. Mediante una buena operación la calidad del efluente pudo mantenerse aun a ratas tan altas de filtración como 6 gpm/p² (245 lpm/m²). En sus estudios referentes a remoción de virus, Robeck y colaboradores (7) incluyeron dos carreras de filtros piloto, durante las cuales el agua inoculada con virus atenuado de polio fue dosificada con 10 mg/lit de sulfato de aluminio y pasada a través de un filtro de carbón--arena a la rata de 2 gpm/p² (120 m³/m²/día). La remoción de virus varió entre 90 y 99 por ciento durante estas dos carreras. Pruebas paralelas realizadas con el agua coagulada con 50 mg/lit de sulfato de aluminio, sedimentada y filtrada, mostraron 99 por ciento de remoción del virus.

Varias industrias y por lo menos una municipalidad utilizan clarificación del agua por coagulación química, seguida de filtración. La ciudad de Bellingham, Washington, trata su agua, proveniente de un gran lago, por medio de coagulación química y filtración en medios mezclados.

Se recibió una solicitud para incluir un caso práctico de algunas plantas de los Estados Unidos que hayan usado filtración de medios dobles o mezclados, de modo que se ha tomado el siguiente material de un trabajo publicado por W. L. Harris (Jour. AWWA, agosto 1970, p. 515) y de una charla que él dio en un Simposio del Departamento de Salud Pública del Estado de California, el 14 de mayo de 1969.

El Sr. Harris, Supervisor de Purificación del Departamento de Agua del Condado de Contra Costa, en Concord, California, llevó a cabo experimentos con filtros y pruebas a escala completa en la planta para verificar la eficacia de los diversos cambios en diseño y operación. La siguiente información cubre el mejoramiento hecho en el lavado, el aumento de la capacidad de almacenamiento de floc en la parte superior del filtro, el endurecimiento del floc y el acondicionamiento de los filtros con polielectrolitos.

"El equipo de lavado superficial se reemplazó por un sistema de limpieza por aire para obtener mayor eficiencia en la remoción. Si el floc penetra profundamente en el filtro, la capa superficial de lodos que se forma comúnmente en los filtros de arena, no debiera presentarse. Fue ésta la que, con su posibilidad de resquebrajamiento y forma-

ción de bolas de barro en los filtros de arena, llevó originalmente al empleo del lavado superficial. De otro lado, el carbón ha sido conocido por sus propiedades de mejor auto-limpieza del filtro en el lavado. Había sin embargo necesidad de completar esta remoción con una más alta rata de expansión. Además, existía la ventaja de mantener una interfase agua-lecho filtrante, libre de partículas finas. Hallamos que todo esto podría conseguirse mediante un sistema de lavado por aire como el que se muestra en la Fig. 1. En la práctica, el filtro se lava con una rata de ascenso de 30". Se cierra luego parcialmente la válvula del agua de lavado para proporcionar la elevación dictada por la temperatura del agua y se introduce en seguida el aire sobre el lecho expandido. Ordinariamente la rata de ascensión es de 24 pulgadas y es casi igualada por el flujo de aire de apenas algo más de 2 pies cúbicos por pie cuadrado de superficie. Hemos notado las siguientes ventajas:

1. Menor consumo de agua de lavado debido a:
 - a. menor rata de expansión
 - b. menor período de lavado
 - c. carreras más largas de filtración
2. El filtro más limpio contribuye a que pase menos turbiedad.

En segundo lugar, hemos proporcionado mayor porosidad en la parte superior del lecho filtrante para que aumente el área de paso del flujo. En el desarrollo de los lechos mezclados de filtración la industria ha dirigido su atención hacia la introducción de materiales que tienen más alta gravedad específica y menor tamaño en las partes más bajas del filtro para evitar el paso del material más fino y la irrupción de turbiedad, pero la capa superior de carbón se dejó casi igual y se permitió que se estratificara hidráulicamente con las partículas más finas arriba. Nosotros modificamos esto utilizando carbón de dos gravedades específicas distintas y de diferentes tamaños. Empezando con un tamaño 2, 3/16" x 3/32, de carbón de baja gravedad específica, tuvimos una capa superior del filtro con exceso de vacíos, pero con una interfase agua-lecho filtrante mejorada. Introdujimos entonces carbón de tamaño 1-1/2 de alta gravedad específica para reducir los vacíos a fin de efectuar una remoción casi uniforme de la turbiedad. Tal como están constituidos actualmente, los filtros de la nueva planta tienen 2/3 de carbón tamaño 2 de peso liviano y 1/3 de tamaño 1-1/2 de alta densidad sobre la arena. La operación hasta la fecha no ha demostrado la necesidad de emplear materiales más pesados que la arena para prevenir el paso de flóculos finos y la irrupción de turbiedad. El crédito de este logro se debe en gran parte a la tercera característica distintiva de la planta que involucra el acondicionamiento de los medios de filtración.

Cuando se emplea un polielectrolito en el efluente al filtro, se nota que una porción del beneficio derivado reside en el acondicionamiento de los granos del lecho. Las primeras carreras que emplean esta técnica no son típicas de lo que se puede esperar posteriormente y, si la aplicación termina, la carrera que sigue mostrará algunos de los efectos del material residual. Para mejorar este efecto y distribuir su acción en forma más uni-

forme, la planta añade un polielectrolito a una porción del agua de lavado. Aunque la calidad total del polielectrolito empleado es menor a la que se precisaría de otro modo, no interesa tanto la economía involucrada sino la habilidad del filtro para:

1. Producir desde el comienzo agua de alta claridad.
2. Aceptar cambios mayores en la rata sin causar el paso de los floculos finos a través del filtro.
3. Llegar a la máxima pérdida de carga sin mengua de la calidad.
4. Proporcionar carreras más largas debido al polielectrolito en el agua aplicada.

Se visitaron varias plantas de filtración en el área de la bahía para verificar nuestra creencia de que son las técnicas de tratamiento y no la rata las que determinan la calidad del agua filtrada. La Tabla 1 enumera los datos pertinentes y las turbiedades iniciales de estas plantas y de nuestra planta de tratamiento Bollman. Durante las visitas, también se verificaron las turbiedades del efluente por un período que cubría los primeros 200 galones filtrados por pie cuadrado. La selección de la cantidad en vez del tiempo eliminó el riesgo introducido por la variación de las ratas de filtración durante un período fijo. Los resultados se muestran en la Fig. 2, basada en los datos presentados en la Tabla 1. La información recogida está limitada a algunas pocas plantas, pero indica claramente que el efecto de la rata es ínfimo o no existe cuando se compara con el tratamiento y la técnica empleados.

La técnica de filtración de Harris nos permite aceptar mayores cambios en la rata de flujo sin que se rompa el floc. La Fig. 3 muestra el poco efecto que tiene sobre la turbiedad del efluente, el incrementar una rata de 2.5 gpm/p², progresivamente por pasos 100 por ciento mayores que la rata inicial, hasta 10.2 gpm/p². También se incluyen los resultados de empezar una carrera a 10.2 gpm/p², luego bajar a 5.1 y finalmente a 2.5 gpm/p². Una cantidad fija de 600 galones fue utilizada para cada rata”.

TABLA 1

Datos de operacion de la planta y turbiedad inicial del efluente

Planta	Sulfato Alum. PPM	Ayud. Coag. PPM	Ayud. Filt. PPM	Medios	Técnica filtrante de Harris	Rata gpm/p ²	Turbiedad Inicial del Efluente U.J
Bollman	35	0	.008	Arena y Carbón	Sí	10.2	.09
B	48	0	.020	Arena y Carbón	No	3.0	.29
C	25	0	.000	Arena y Carbón	No	3.0	1.10
D	0	0	.020	Arena	No	3.0	1.20
E	60	.5	.000	Arena y Carbón	No	1.8	1.50

Se informó sobre otro caso práctico en el *Journal AWWA* de setiembre de 1968, p. 1015, en un artículo de James E. Laughlin y T. E. Duvall de Greenville, Texas, donde se utilizó un filtro de medios mezclados con tres medios diferentes, para aumentar en 2-1/2 veces las ratas de flujo sin incrementar el tamaño del tanque de sedimentación ni el del filtro.

Verificaron este cambio dividiendo las cuatro secciones de la planta en dos partes, poniendo en la primera filtros de arena y en la segunda medios mezclados de carbón, arena y granate.

Los resultados indican lo siguiente:

- “ 1. Los lechos de medios mezclados tienen carreras más largas para una determinada pérdida de carga.
2. En los lechos mezclados se produce un efluente más claro.
3. Los nuevos medios pueden operar a una rata nominal de filtración de 5 gpm/p² y a una rata máxima de 8 gpm/p². En emergencias los filtros pueden producir 10 gpm/p².
4. Los lechos de medios mezclados requieren menos agua de lavado.
5. La mejora del equipo de control, incluyendo un filtro piloto para optimizar el dosaje de coagulante, acompaña la conversión a medios mezclados, lo cual mejora el rendimiento integral de la planta.
6. Para obtener costos mínimos, la capacidad nominal de la planta puede aumentarse en 150 por ciento y la capacidad máxima en 100 por ciento.”

La conversión de 4 filtros a medios mezclados costó \$275,000, lo que es menos caro que una expansión convencional.

Existen muchos otros ejemplos de plantas de medios múltiples en los EE. UU. y la mayoría ha tenido éxito, pero es difícil presentar una lista completa, ya que continuamente se están construyendo nuevas. Bástenos decir que hay cientos de ellas y que la mayoría de plantas municipales nuevas o en revisión incorporan alguna forma de dos o tres clases de medios en un filtro.

REFERENCIAS

1. "Public Health Service Drinking Water Standards, 1962." Public Health Service Publication No. 956. U. S. Department of Health, Education and Welfare.
2. AWWA Task Group 2640P. "Quality Goals for Potable Water." *J. Am. Wat. Wks. Ass.*, 1968, 60, 1317.
3. Hudson, H. E., Jr. "Practical Aspects of Filtration Theory." Proc. of the Conference on Wat. Filtration, Rolla, Mo. 1965.
4. Hudson, H. E., Jr. "High-Quality Water Production and Viral Disease." *J. Am. Wat. Wks. Ass.*, 1962, 54, 1265.
5. Walton, G. "Effectiveness of Water Treatment as Measured by Coliform Reduction." Public Health Service Publication No. 898, 1961.
6. Chang, S. L., Stevenson, R. E., Bryant, A. R., Woodward, R. L. and Kabler, P. W. "Removal of Coxsackie and Bacterial Viruses in Water by Flocculation. II. Removal of Coxsackie and Bacterial Viruses and Native Bacteria in Raw Ohio River Water by Flocculation with Aluminum Sulfate and Ferric Chloride." *Am. J. Pub. Health*, 1958, 48, 159.
7. Robeck, G. G., Clarke, N. A., and Dostal, K. A. "Effectiveness of Water Treatment Processes in Virus Removal". *J. Am. Wat. Wks. Ass.*, 1962, 54, 1275.
8. Clarke, N. A., Berg, G., Kabler, P. W. and Chang, S. L. "Human Enteric Viruses in Water: Source, Survival, and Removability." International Conference on Water Pollution Research, London, September 1962. Pergamon Press. 1964, 523-536.
9. Baylis, J. R., Gullans, O. and Spector, B. K. "The Efficiency of Rapid Sand Filters in Removing Cysts of the Amoebic Dysentery Organisms from Water." *Pub. Health Reports*, 1936, 51, 1567.
10. Metzler, D. F., Ritter, C. and Culp, R. L. "Combined Effect of Water Purification Processes on the Removal of *Histoplasma Capsulatum* from Water." *Am. J. Pub. Health*, 1956, 46, 1571.
11. Sanderson, W. W. and Kelly, S. Discussion of paper "Human Enteric Viruses in Water: Source, Survival and Removability." International Conference on Water Pollution Research, London, September, 1962. Pergamon Press, 1964, 541.

12. Tracey, H. W., Camarena, V. M. and Wing, F. "Coliform Persistence in Highly Chlorinated Waters." *J. Am. Wat. Wks. Ass.*, 1966, 58, 1151.
13. Walton, G. "Water Treatment: Prevention of Waterborne Disease." Proc. Eleventh San. Engng. Conference, Influence of Raw Water Characteristics on Treatment, University of Illinois, Urbana, 1969, 21.
14. Tuepker, J. L. and Buescher, C. A., Jr. "Operation and Maintenance of Rapid Sand and Mixed Media Filters in a Lime Softening Plant." *J. Am. Wat. Wks. Ass.* 1968, 60, 1377.
15. Bean, E. L., Campbell, S. J. and Anspach, F. R. "Zeta Potential Measurements in the Control of Coagulation Chemical Doses." *J. Am. Wat. Wks. Ass.*, 1964, 56, 214.
16. Shull, K. E. "Filtrability Techniques for Improving Water Clarification." *J. Am. Wat. Wks. Ass.*, 1967, 59, 1164.
17. Laughlin, J. E. and Durall, T. E. "Simultaneous Plant-Scale Tests of Mixed Media and Rapid Sand Filters." *J. Am. Wat. Wks. Ass.*, 1968, 60, 1015.
18. "Water Treatment Plant Design". Prepared by Am. Soc. Civil Engrs., Am. Wat. Wks. Ass. and Conf. of State San. Engrs. Am. Wat. Wks. Ass., New York, N. Y. (1969).
19. Great Lakes—Upper Mississippi River Board of State Sanitary Engineers. "Recommended Standards for Water Works—Policies for the Review and Approval of Plants and Specifications for Public Water Supplies." Health Education Service, P. O. Box 7283, Albany, N. Y. 12224.
20. Robeck, G. G. "Project Report: High-Rate Filtration Study at Gaffney, South Carolina, Water Plant. Unpublished Report," 1963. U. S. Public Health Service, Cincinnati Laboratories, Cincinnati, Ohio.
21. Kreissl, J. F., Dostal, K. A. and Robeck, G. G. "Project Report: High-Rate Filtration Study—Easley, South Carolina, Water Plant." Unpublished Report. 1965, U. S. Public Health Service, Cincinnati Laboratories, Cincinnati, Ohio.
22. Dostal, K. A., Sommerville, G. and Robeck, G. G. "Project Report: High-Rate and Dual-Media Filtration Study in a Northwestern Ohio Water Plant." Unpublished Report. 1966. U. S. Public Health Service, Cincinnati Laboratories, Cincinnati, Ohio.
23. Dostal, K. A. and Robeck, G. G. "Studies of Modifications in Treatment of Lake Erie Water." *J. Am. Wat. Wks. Ass.*, 1966, 58, 1489.

24. Dostal, K. A., Pierson, R. C., Hager, D. G. and Robeck, G. G. "Carbon bed Design Study at Nitro, W. Va." J. Am. Wat. Wks. Ass., 1965, 57, 663.
25. Hudson, H. E., Jr. "Physical Aspects of Flocculation," 1965, J. Am. Wat. Wks. Ass., 57, 885.
26. Culp, G., Hansen, S. and Richardson, G. "High Rate Sedimentation in Water Treatment Works." J. Am. Wat. Wks. Ass., 1968, 60, 681.
27. Personal Communication, Neptune-Microfloc, Inc.
28. "Summary Report of Northwest Watershed Project," Preprint, 1969, U. S. Public Health Service, Cincinnati, Ohio.

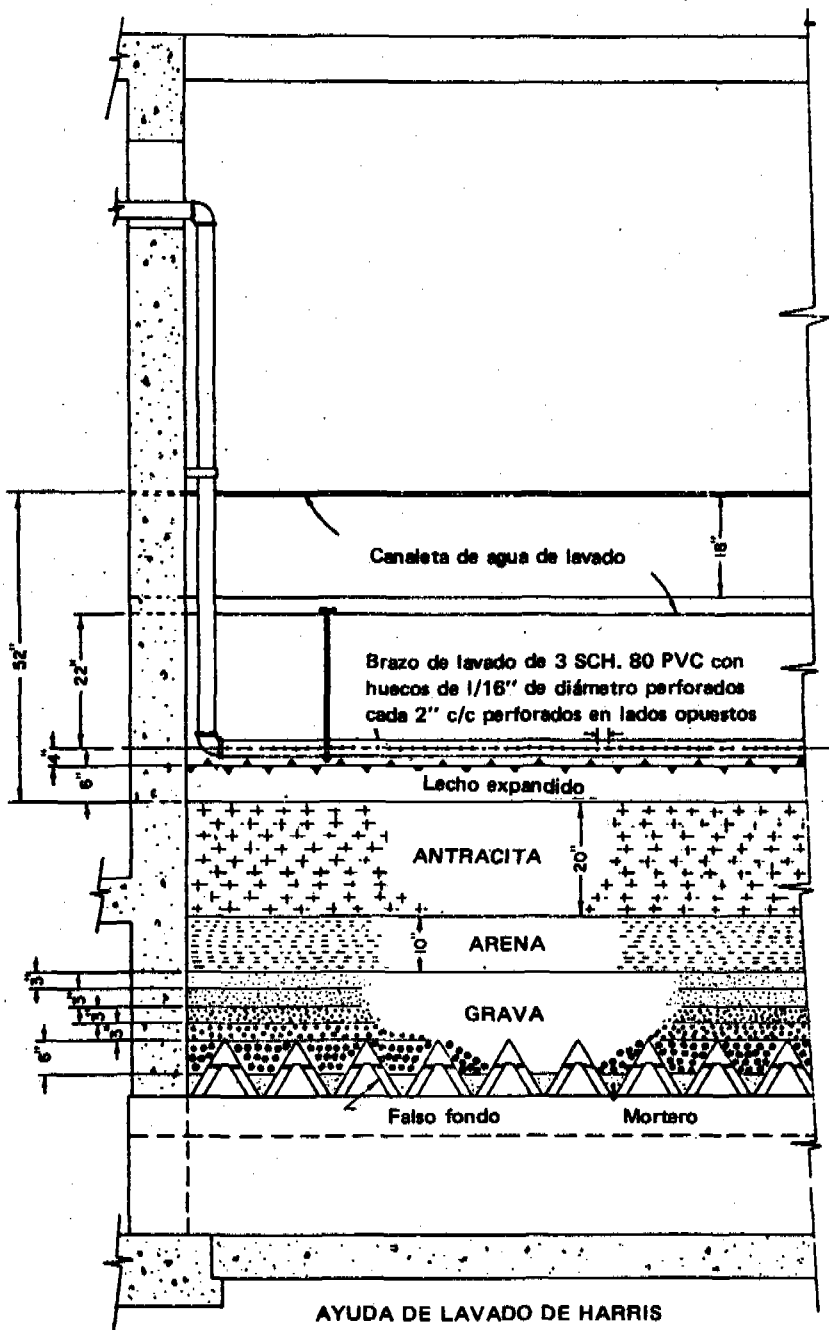
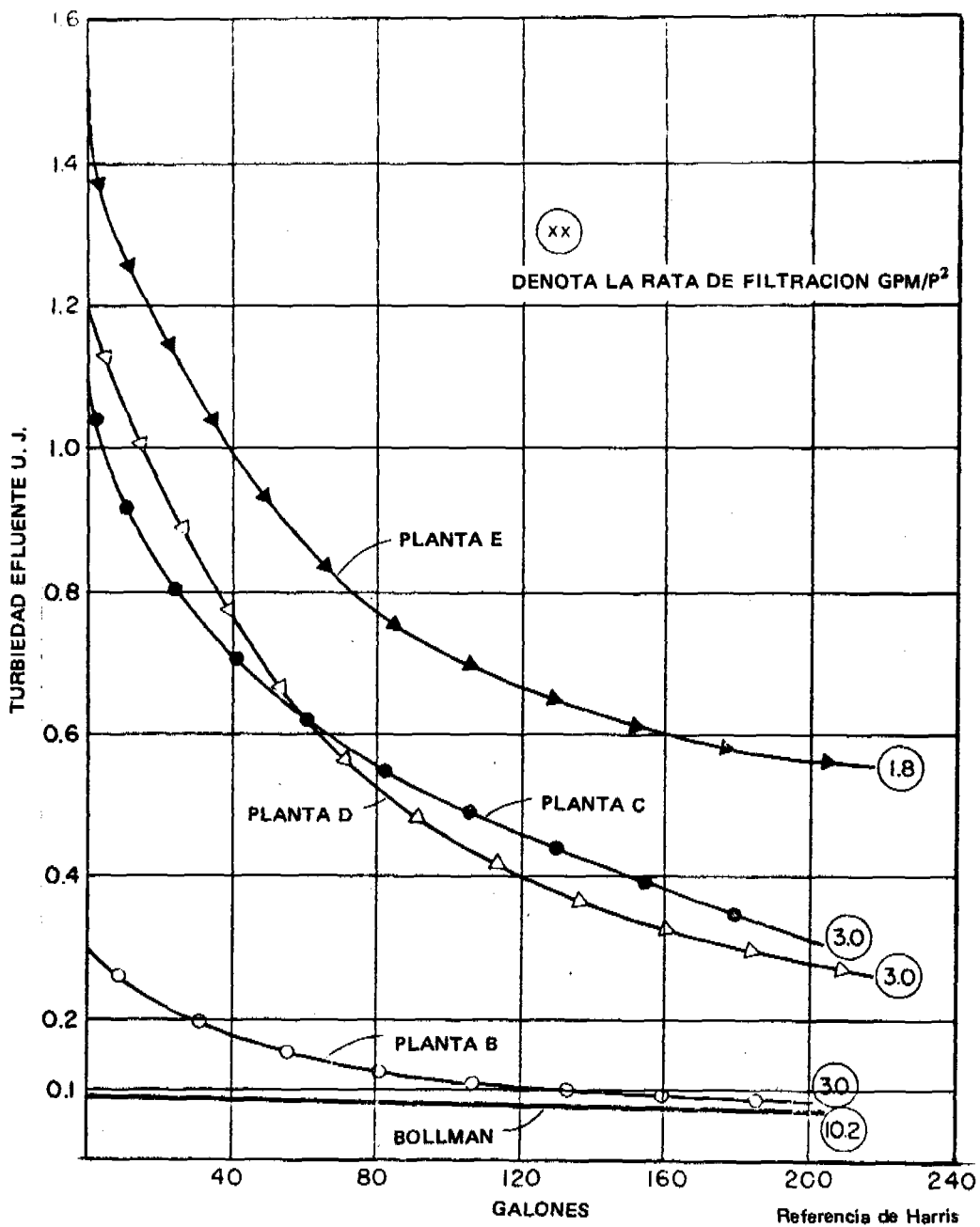
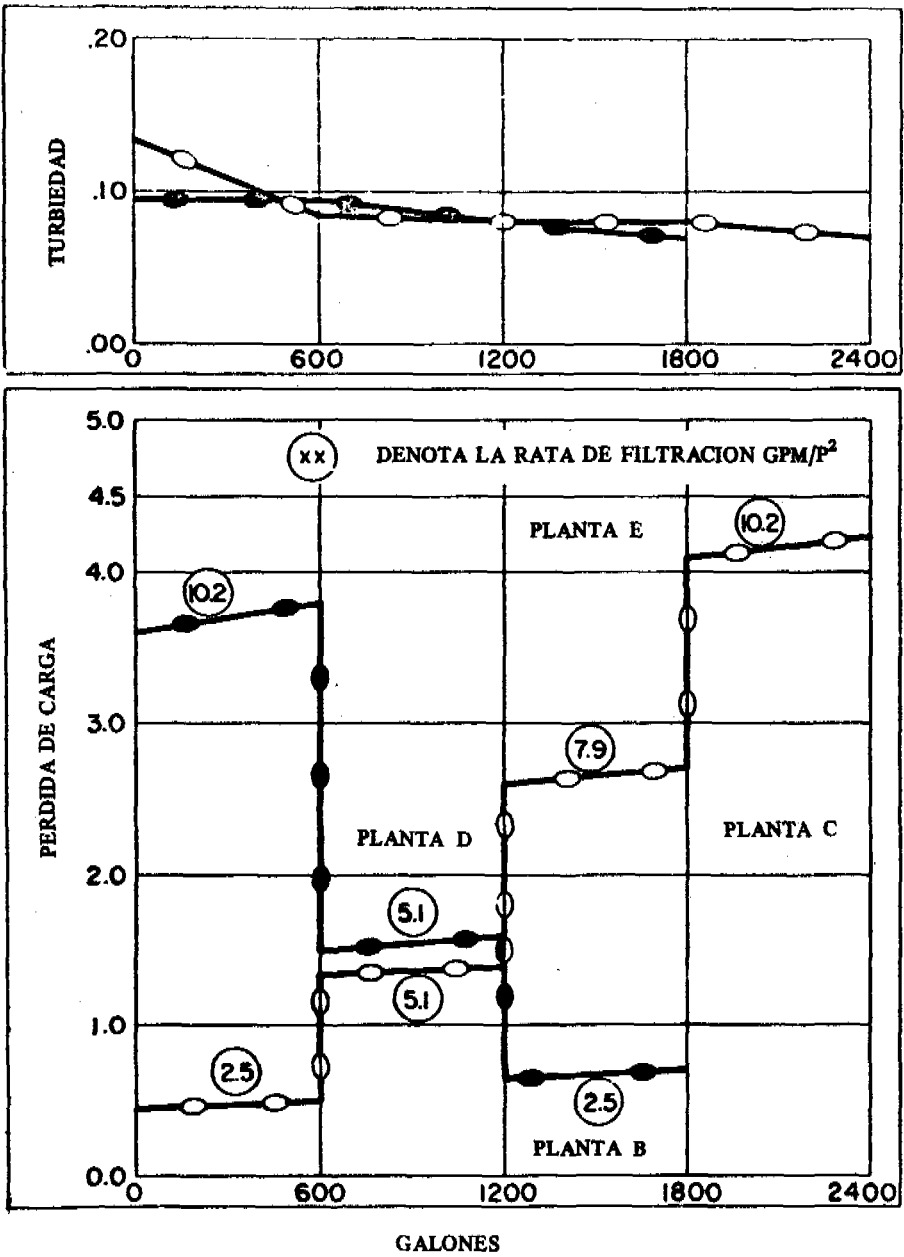


Fig. 1

Referencia de Harris



TURBIDADES INICIALES Y RATAS DE FILTRACION
FIG. 2



RATA DE FLUJO VERSUS PERDIDA DE CARGA Y TURBIEDADES EFLUENTES

FIG. 3

Referencia de Harris

FILTRACION CON ANTRACITA Y ARENA CASO PRACTICO EN EL REINO UNIDO

Derek G. Miller
Ing. Químico Jefe
Asociación de Investigación sobre el Agua
Medmenham, Marlow, Inglaterra

1. GENERAL

El uso de la filtración con antracita y arena viene difundándose cada vez más en el Reino Unido. Se sabe de treinta plantas que están usando este método en escala de prototipo. En quince casos una alta proporción de las unidades filtrantes han sido modificadas para que operen con antracita y arena.

Un trabajo considerable se ha efectuado en plantas piloto en relación al diseño del tratamiento de nuevas fuentes, así como en el reacondicionamiento de las unidades existentes.

La Asociación de Investigación sobre el Agua ha llevado a cabo amplios estudios, usando el Río Támesis como fuente de abastecimiento para examinar las variables más importantes. Se ha demostrado que el rendimiento de los filtros puede estar condicionado por muchas de estas variables, especialmente: por la calidad del agua cruda, las sustancias químicas aplicadas, las ratas de filtración, así como por el tamaño y proporción de los medios.

El trabajo ha demostrado que se debe hacer una evaluación cuidadosa de cada aplicación específica de los filtros de antracita y arena a fin de determinar la correcta combinación de las condiciones necesarias para obtener resultados satisfactorios.

En una reciente conferencia sobre la filtración con antracita y arena se presentaron una serie de estudios sobre diversos casos*. El siguiente es un ejemplo del modo cómo se han usado en el Reino Unido los lechos dobles.

* ASOCIACION DE INVESTIGACION SOBRE EL AGUA. Conferencia sobre la filtración con antracita y arena. Universidad de Reading, enero 1972; trabajos. (Medmenham, La Asociación, 1972, iv, 106 p.)

2. CASO PRACTICO – PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA DE LA JUNTA DE AGUA DE MAKERFIELD, INGLATERRA

2.1 Antecedentes.

En la Planta Worthington se hizo un trabajo sobre la filtración con antracita y arena con el propósito de aumentar la producción en las épocas de mayor demanda. El sitio estaba muy congestionado, de ahí que se requería un mínimo de tamaño para la instalación. Se esperaba que la filtración directa sería posible eliminando así la necesidad de sedimentación, con el consecuente ahorro de capital y área cubierta.

2.2 Planta Original.

La Planta Worthington original consistía de doce filtros de presión de 8 pies de diámetro, con una capacidad de tratamiento de 1.5 m. g. d.* y una rata de filtración de 1.67 g. p. m./pie² además de filtros lentos de arena con capacidad para tratar 1.2 m. g. d. y operados a 0.033 g. p. m./pie².

El agua cruda se toma de un embalse y los detalles de la calidad se dan en la Tabla 1.

El agua distribuida a los filtros de presión fue dosificada con 18 a 35 mg/litro de aluminio a un pH de 7.2.

El rendimiento general de los filtros de presión se da en la Tabla 2.

Los filtros de presión fueron lavados cuando el flujo decreció a menos del especificado en el diseño para la carga disponible en el embalse.

2.3 Trabajos Experimentales.

Se hicieron ensayos usando filtros piloto de 3 pies de diámetro y 11 pies de altura. Una de las unidades se muestra en la Fig. 1.

Las unidades de filtración se alimentaron con un tanque principal en el cual el tiempo de detención entre la adición del coagulante y la entrada al filtro pudiera variar. Se determinaron las curvas de pérdida de carga en cada filtro.

Inicialmente, se efectuaron ensayos paralelos en una de las unidades con 27" de arena de 0.5 a 1.0 mm y en la otra con 15" de arena de 0.5 a 1.0 mm y 12" de antracita de 1.25 a 2.5 mm.

* Se usan galones imperiales en el trabajo. Un galón imperial equivale a 1.2 galones americanos.

TABLA 1
ANALISIS DE AGUA CRUDA

	Máximo	Promedio	Mínimo
Color (Hazen)	70+	22	15
Turbiedad (mg/litro escala de sílice)	22	11	6
pH	8.4	7.9	7.4
		mg/litro	
Nitrógeno amoniacal como N	0.77	0.26	0.03
Nitrógeno albuminoide como N	0.38	0.26	0.04
Nitrógeno, nitratos como N	3.15	1.67	0.22
Nitrógeno, nitritos como N	0.064	0.039	0.025
O ₂ de KMnO ₄ (4 horas a 27°C)	26.6	6.5	1.0
Dureza carbonatada como CaCO ₃	105	89	70
Dureza no carbonatada como CaCO ₃	140	132	120
Total de sólidos disueltos	434	364	236
Calcio como Ca	65	62	55
Magnesio como Mg	20	16	11
Sulfato como SO ₄	131	115	98
Cloruro como Cl	33	30	27
Sílice como SiO ₂	17.2	5.7	0.4
Aluminio como Al	0.17	0.04	0.03
Hierro como Fe	2.11	0.16	0.05
Manganeso como Mn	3.80	0.45	0.09

TABLA 2

**PLANTA DE TRATAMIENTO DE WORTHINGTON
CALIDAD DEL AGUA ANTES Y DESPUES DE LA FILTRACION**

	Antes de la Filtración		Después de la Filtración
Color (Hazen)	22		6
Turbiedad (mg/litro escala de sílice)	11		0.8
		mg/litro	
Nitrógeno amoniacal como N	0.26		0.12
Nitrógeno albuminoide como N	0.26		0.17
Nitrógeno, nitritos como N	0.04		nada
Nitrógeno, nitratos como N	1.67		2.7
O ₂ de KMnO ₄ (4 horas a 27°C)	6.5		1.2
Hierro como Fe	0.16		0.02
Manganeso como Mn	0.45		0.04
Aluminio como Al	0.04		0.12

Se usaron bombas de dosificación para distribuir las sustancias químicas a la planta, y se tomaron muestras antes y después de la filtración.

El lavado se hizo usando aire y agua.

Los ensayos iniciales se efectuaron para determinar las condiciones más adecuadas para el lavado de ambos lechos. Las pruebas demostraron que se podía mantener el lecho del filtro limpio, determinado por la medición de pérdidas después del lavado, usando agua sola con una rata de 11 gpm/p².

Se hicieron otras pruebas para comparar los sistemas de arena y de arena y antracita, trabajando con diferentes dosis de coagulante y diversas ratas de filtración, bajo condiciones constantes de agua cruda.

La Fig. 2 muestra el efecto de una dosis de alumbre en la longitud de la carrera de filtración a una rata de 2.2 gpm/p², y compara la longitud de ésta para arena y para antracita y arena. Esto demostró que con una dosis determinada de sulfato de aluminio el filtro de antracita y arena dio una carrera de filtración 50% más larga que la del lecho de arena sola.

La Fig. 3 muestra el efecto de la rata de filtración sobre la longitud de la carrera del filtro a una dosis de 26 mg/litro de sulfato de aluminio. Para flujos por encima de 2.7 gpm/p² la longitud de la carrera fue inaceptable.

La variación del tiempo antes de la filtración no tuvo efecto sobre las carreras del filtro; sin embargo, los períodos más prolongados incrementaron la irrupción de turbiedad. No se halló el origen de este fenómeno.

2.4 Planta Final.

En base a los resultados de los exámenes en la planta piloto, se decidió eliminar la sedimentación y construir 4 filtros rápidos por gravedad alimentados directamente para reemplazar los filtros a presión originales y la planta de filtros lentos.

Los medios utilizados consistieron en 7" de arena de 3 a 5 mm, 15" de arena de 0.5 a 1.0 mm, y 18" de antracita de 1.25 a 2.5 mm.

La rata de filtración elegida fue de 2.6 gpm/p², con lo que la producción de la planta fue de 4 mgd.

El lavado se inicia automáticamente cuando se alcanza una pérdida de carga de 5.5 pies o cuando la turbiedad del agua filtrada, indicada por un monitor de turbiedad, excede de 1 UJT.

La rata de lavado usada es de 12 gpm/p² aunque también es factible emplear ratas de hasta 18.5 gpm/p².

El agua proveniente del lavado se deja sedimentar por 45 minutos, se recobra el sobrenadante y el lodo se descarga a una alcantarilla.

2.5 Rendimiento de la Planta.

Se obtuvo una buena similitud entre el rendimiento del prototipo y el de la planta piloto.

Un examen de los lechos de los filtros ha demostrado una buena segregación de los medios con poca mezcla.

Debido a problemas de "humedad" inicialmente se produjo una cierta pérdida de antracita, demostrándose que era necesario mantener la antracita sumergida en agua antes del primer lavado. Aproximadamente 1 1/4" de antracita se perdió en el lavado normal en un período de 18 meses.

2.6 Ventajas financieras de la filtración con antracita y arena.

El costo total de la instalación final fue de £100,000. En caso de haber sido necesaria la sedimentación, se habría requerido £40,000 más. Y, de haber sido posible la filtración directa usando lechos de arena, se hubiesen gastado £16,000 extras.

Ambos costos muestran la ventaja financiera que se consigue con los filtros de antracita y arena.

Sobre la base de esta experiencia, la Junta de Agua de Makerfield utilizó la antracita y arena en su planta con un aumento de 43% en la producción y un considerable ahorro de capital.

3. CONCLUSIONES

El ejemplo mencionado es típico de muchos casos ocurridos en el Reino Unido en que la filtración con antracita y arena se ha llevado a cabo exitosamente. Las encuestas señalan que en los últimos años se ha ahorrado más de £1'000,000 con la adopción de de las técnicas de filtración en antracita y arena. No cabe duda de que dicha práctica continuará difundiéndose.

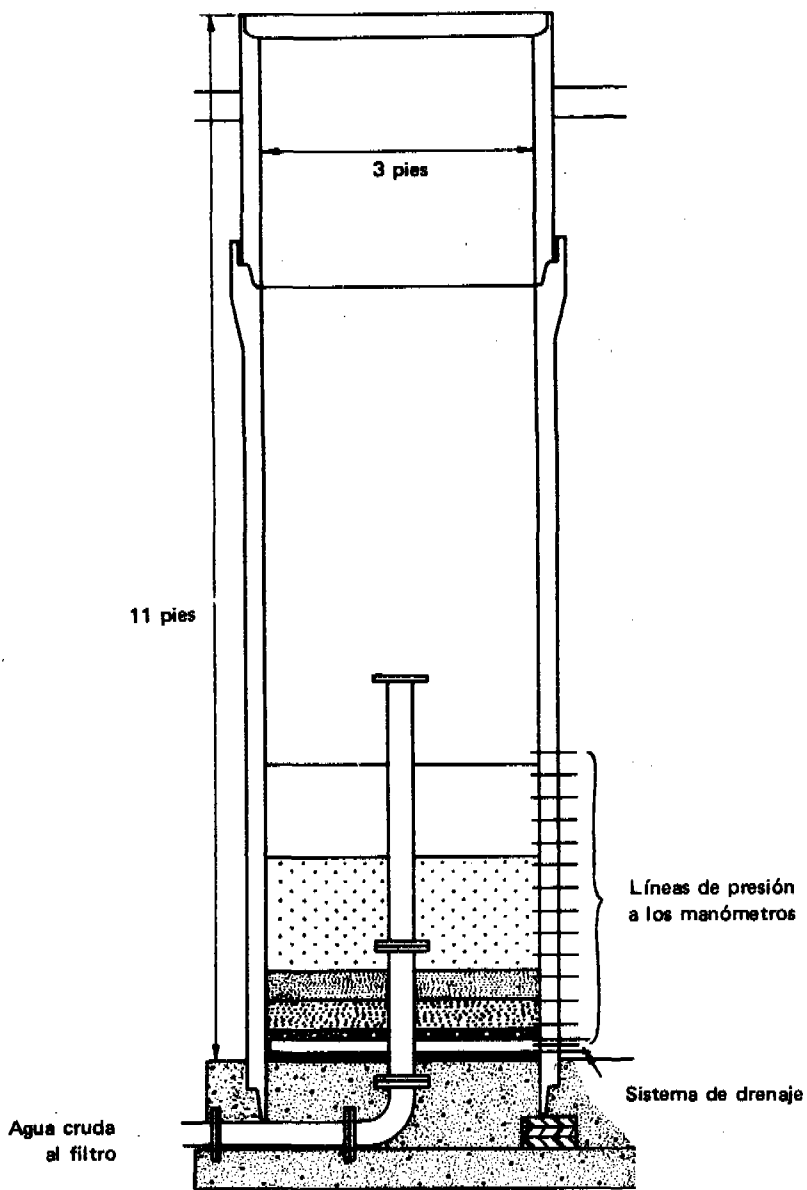


Fig. 1. SECCION DE LOS FILTROS EXPERIMENTALES

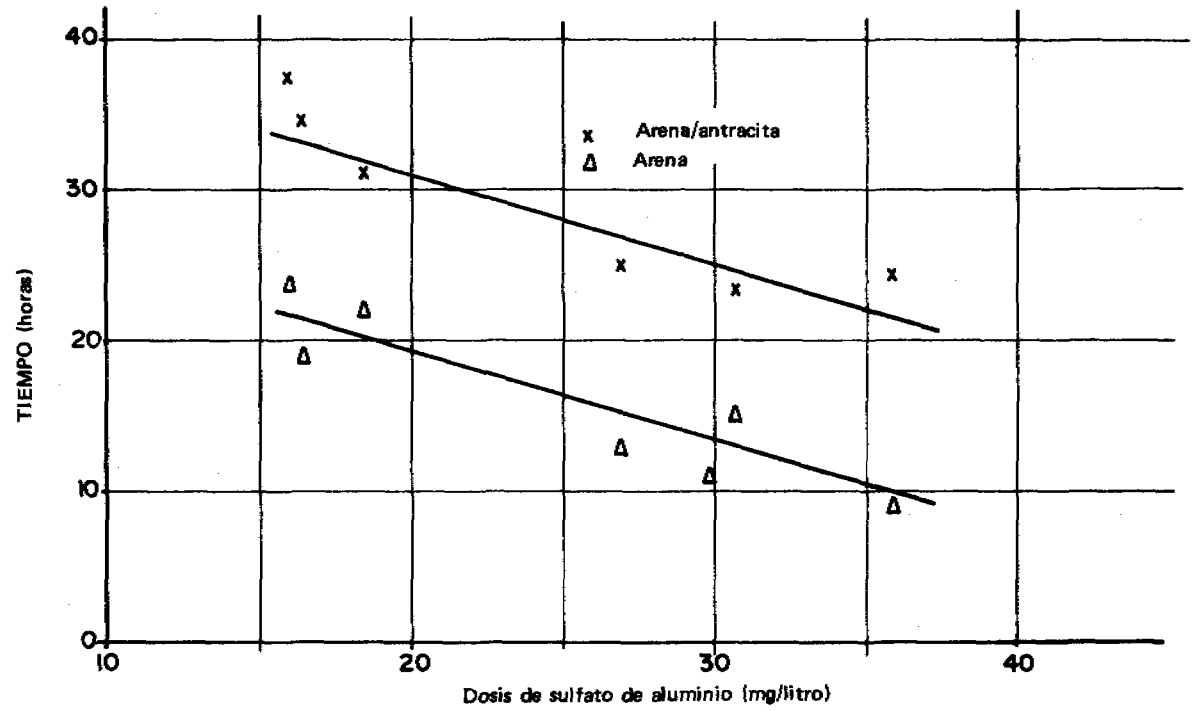


Fig. 2. Variación de la longitud de la carrera de filtración con la dosis de coagulante (Flujo constante de 2.2 gpm/p² ± 5%)

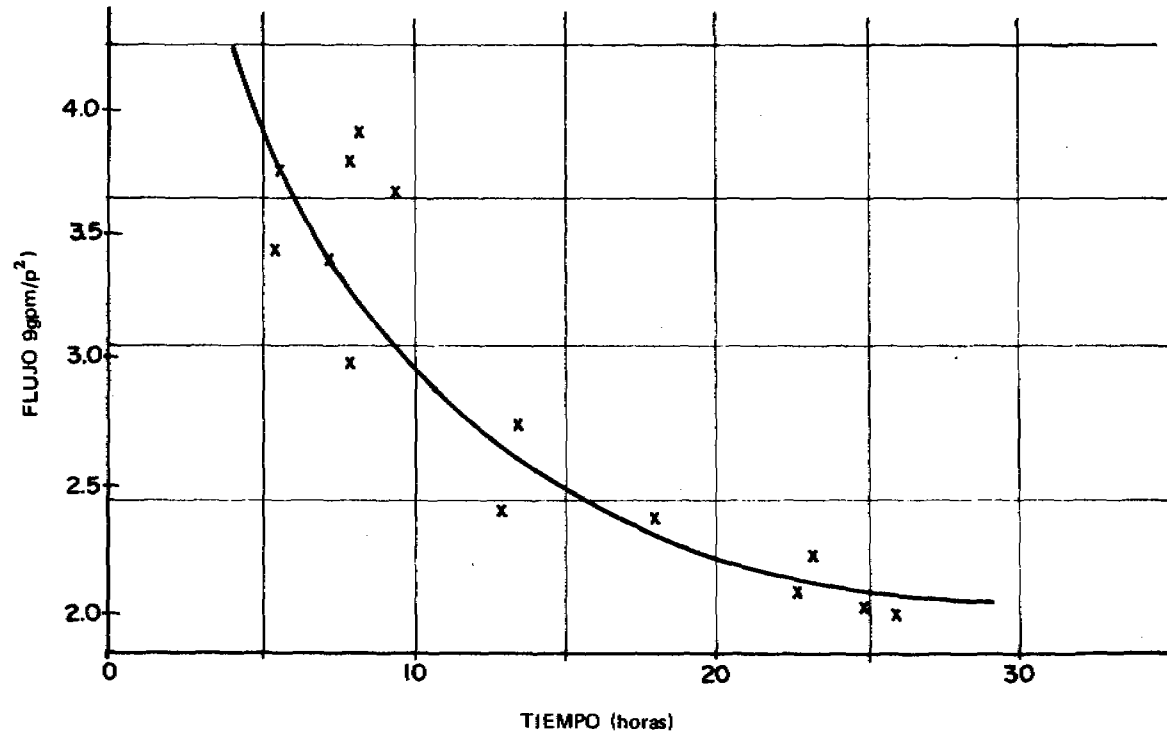


Fig. 3. VARIACION DE LA LONGITUD DE LA CARRERA DE FILTRACION CON EL FLUJO
(Dosis de sulfato de aluminio de 36 mg/lit)

EXPERIENCIAS EN AMERICA LATINA CON FILTROS DE MEDIO MEZCLADO EN LA PLANTA DE TIBITO DE BOGOTA, COLOMBIA

Armando Vargas L.
Jefe de la Planta de Tibit6

H6ctor Pulido P.
Superintendente de Plantas
Empresa de Acueducto y Alcantarillado de Bogot6, Colombia

CAPITULO I

EXPOSICION PRELIMINAR : BOGOTA, LA EMPRESA Y LA PLANTA DE TIBITO

I.1 ANTECEDENTES DEMOGRAFICOS

Bogot6, capital de la Rep6blica de Colombia, es una ciudad localizada en el centro del pa6s, sobre una extensa y f6rtil meseta andina denominada "Sabana de Bogot6" la cual tiene una altura constante de 2.600 mts. (8.500') sobre el nivel del mar y un clima promedio de 15°C (50°F) en el d6a.

Fundada en 1.538 por el espa6ol Jim6nez de Quezada, ten6a al comenzar el presente siglo una poblaci6n de 100.000 habitantes, pero debido a su alto 6ndice de crecimiento demogr6fico y a fen6menos de tipo migratorio ocasionados por la industrializaci6n del pa6s, cuenta hoy con una poblaci6n de 2'500.000 habitantes y se espera que para el a6o 2.000 se acerque a los 10'000.000 de habitantes.

Misi6n de La Empresa.

Corresponde a la Empresa de Acueducto y Alcantarillado de Bogot6, entidad semi-oficial de la ciudad, atender el servicio de suministro de agua potable dentro de un distrito sanitario bien definido, que cuenta hoy con 237.720 suscriptores y a la vez provee los medios para la evacuaci6n de sus aguas lluvias y residuales, utilizando para el cumplimiento de su misi6n las m6s altas t6cnicas de dise6o y construcci6n.

Fuentes de Abastecimiento.

Bogot6 cuenta con varias fuentes de suministro de agua, dentro y aun fuera de la

hoya hidrográfica de la sabana de Bogotá. En la actualidad se utilizan los recursos de la cuenca de la sabana por aprovechamiento de varias quebradas y ríos provenientes de los cerros situados al oriente y al sur de la ciudad, los cuales aportan un promedio diario de 170.000 M³. (45 MGD) tratados en las Plantas de Vitelma y San Diego y aprovechamiento del río Bogotá, eje del sistema hidrográfico de la sabana el cual aporta en la bocatoma de nuestra Planta de Tibitó, 40 kilómetros al norte de la ciudad, un caudal regulado por embalses que nos garantiza el aprovechamiento de 1'000.000 M³. por día (264 MGD).

Con estos caudales se espera satisfacer la demanda hasta el año de 1976 en que entrará a operar la nueva planta de El Sapo del sistema Chingaza, el cual aportará inicialmente un caudal de 1'120,000 M³. por día (300 MGD) y cubrirá la demanda por sucesivas ampliaciones hasta el año 1990. Este acueducto cuya construcción ya se inició, acerca las aguas de varias hoyas hidrográficas, 40 kilómetros al oriente de Bogotá.

1.2 ACUEDUCTO DEL RIO BOGOTA – PLANTA DE TIBITO

Al comenzar la década de 1950, se iniciaron estudios para conseguir nuevas fuentes de suministro y atender las futuras demandas, pues las Plantas de Vitelma y San Diego existentes en ese entonces, presentaban problemas de servicio en épocas de sequía.

Con base en estudios completos practicados a todo lo largo de la hoya del río Bogotá y sus afluentes, se resolvió captar las aguas del río Bogotá en el sitio donde hoy está ubicada la Planta de Tibitó.

Fueron varias las consideraciones que se tuvieron en cuenta para la selección de este sitio, siendo la primera garantía de obtener en cualquier época del año, un caudal mínimo de 6.75 M³./seg. asegurado por las obras de regulación disponibles en esa época. La segunda razón fue de orden sanitario, pues hasta ese sitio el río está libre de fuentes de contaminación por aguas negras y desechos industriales. Otro factor que determinó su escogencia, fue la existencia de un cerro cerca a la bocatoma con altura suficiente (90 mts. 295' sobre el nivel medio de la ciudad) para permitir que con un solo bombeo a esa elevación, se pudiera alimentar por gravedad la ciudad con buena presión durante los primeros años de servicio.

La obra se inició en 1954 junto con la tubería de conducción y la Planta se dio a servicio en agosto de 1959.

Calidad del agua cruda.

El río Bogotá tiene un régimen hidráulico tranquilo y sigue una trayectoria compuesta por innumerables meandros. Algunos de sus efluentes en las cabeceras, recorren regiones erosionadas que aportan en invierno turbiedades y color altos; pero sin embargo aun en verano estos dos factores le dan un aspecto turbio amarillento, debido principalmente a arcilla coloidal en suspensión. El cuadro a continuación ilustra, las condiciones

físico-químicas y bacteriológicas promedias y extremas del agua en la bocatoma de la Planta, durante 1.971.

	<u>PROMEDIO</u>	<u>MAXIMO</u>	<u>MINIMO</u>
Turbiedad	60 U. J.	1.200 U. J.	25 U. J.
Color	90 U. C.	240 U. C.	65 U. C.
pH	6.9	7.3	6.6
Temperatura	13.5°C	18°C	7°C
Alcalinidad total (como CaCO ₃)	13 mgr/lt.	31 mgr/lt.	6 mgr/lt.
Dureza total (como CaCO ₃)	15 mgr/lt.	26 mgr/lt.	10 mgr/lt.
Color	Inobjetable		
Sabor	Inobjetable		
Hierro	1.5 mgr/lt.	3.2 mgr/lt.	0.7 mgr/lt.
No. de Colonias por C. C. a 35°C	570	5.000	150

Descripción del tratamiento.

Como ya se dijo anteriormente, la Planta de Tibitó se dio a servicio en agosto de 1959, habiendo sido diseñada por la firma Buck Seifert & Jost y construída por Olap Ltda. de Colombia (empleando mano de obra nacional y asesoría de las diferentes casas productoras de equipo) para tratar un caudal inicial de 3.2 M³/seg. (73 MGD) y atender una demanda hasta por 3 M³/seg. (68 MGD) después de proveer las necesidades de consumo interno de la Planta. Sin embargo sus instalaciones fueron dispuestas de tal manera que pudieran ser ampliadas en el futuro para aprovechar al máximo el caudal del río, con los siguientes procesos de tratamiento:

- Presedimentación
- Aireación
- Mezcla rápida de coagulantes
- Floculación mecánica
- Sedimentación
- Filtración rápida a través de lechos de arena
- Pos-cloración y Cal secundaria para obtener pH de saturación
- Fluoración

Ampliación de la Planta.

En 1968, la EAAB adelantó los estudios de ampliación de las instalaciones de la Planta, con el fin de lograr la máxima utilización del río el cual ya contaba con una regulación que permitía aprovechar un caudal mayor a los $6.75 \text{ M}^3/\text{seg.}$ de que disponía en la década anterior. Estos estudios fueron contratados a la firma colombiana Ingetec Ltda. quien en asocio con la firma de los Estados Unidos *Engineering Science Int.* revisó las eficiencias obtenidas hasta la fecha en las distintas fases de tratamiento y presentó un proyecto de expansión para tratar agua para una demanda promedio diaria de $8.0 \text{ M}^3/\text{seg.}$ (183 MGD) y picos máximos de $12.0 \text{ M}^3/\text{seg.}$ (274 MGD).

Este proyecto denominado Tibitó II, que incluía además la construcción de una nueva tubería de conducción paralela a la existente, tuvo buena acogida en los medios financieros especialmente el Banco Mundial de Construcción y Fomento (BIRF) quien después de recomendar la adopción de una nueva política tarifaria y de evaluar el proyecto, concedió el primer empréstito en mayo de 1968. Pocos meses después se iniciaron las obras, las cuales están terminadas casi en su totalidad.

I.3 INSTALACIONES DE LA PLANTA.

Para cumplir su cometido, la Planta cuenta con las siguientes instalaciones:

Dársena de Presedimentación.

Construida con una capacidad inicial de 416.000 M^3 (110 MG) fue ampliada para almacenar un volumen máximo de $1'200.000$. (450 MG). Su finalidad es la de mantener un volumen suficiente de agua para permitir el paso de altas turbiedades en períodos cortos de tiempo (hasta 36 horas para $8 \text{ M}^3/\text{seg.}$) mediante cierre de sus dos bocatomas. Unas compuertas radiales, aguas abajo de estas bocatomas, mantienen un nivel máximo de operación por medio de la regulación de apertura.

La Dársena ocupa una superficie de 34 Ha (84 acres) y una profundidad promedio de 7.8 mts. (25" ft). Una draga flotante con capacidad de $0.35 \text{ M}^3/\text{seg.}$ (5.500 GPM) mantiene el fondo de la Dársena libre de cieno.

Bombeo de Agua Cruda.

Para elevar el agua cruda de la Dársena a la Planta de tratamiento (90 mts. = 295') se dispone de dos estaciones de bombeo, capaces de bombear un caudal de $14 \text{ M}^3/\text{seg.}$ (319 MGD) con 10 unidades de diferentes capacidades.

Subestación Eléctrica.

Para atender una capacidad instalada de 26.000 Kw. y transformar la energía eléctrica de 33 MV a 4.2 MV inicialmente.

Mezcla Rápida.

El agua cruda bombeada a través de dos tuberías de ϕ 1.50 mts. y 2.00 mts. es recibida arriba en la Planta por un canal y conducida a cuatro (4) mezcladores rápidos instalados en cámaras rectangulares en serie, que permiten un período de retención de 25 seg. para los picos máximos del tratamiento actual que son $8 \text{ M}^3/\text{seg.}$ (183 MGD).

Los puntos de aplicación de los coagulantes, están localizados en el canal afluente y en las cámaras de mezcla rápida.

Unidades de Floculación – Sedimentación.

La planta fue construída con 4 unidades de floculación–sedimentación rectangulares, que trabajan independientemente y en paralelo. Con la ampliación, estas unidades han sido aumentadas a 7 estando la última todavía en proceso de construcción.

Los floculadores tienen una capacidad de 3.000 M^3 . cada uno, permitiendo períodos de retención de 38 minutos para los caudales máximos de hoy en día. La agitación se hace mediante paletas que giran alrededor de un eje horizontal a velocidades tangenciales graduables entre 0.5 y 2.0 Fps.

Los sedimentadores tienen dimensiones aproximadas de 22 mts. de ancho por 95 mts. de longitud y una altura total de 6 mts.

El período de retención para el caudal máximo actual de $8 \text{ M}^3/\text{seg.}$ es de 2 horas 25 min. con las 6 unidades en servicio en la actualidad.

Cada sedimentador dispone de dos aperturas en el fondo, para evacuar los lodos que son recolectados por un barredor automático que recorre la totalidad del sedimentador empujando lentamente el sedimento acumulado en el fondo, hacia dichas aperturas.

Filtros Rápidos.

La Planta fue construída con 16 filtros rápidos de arena, con sistema de recolección tipo Wheeler cubierto con 34 cms. (13") de grava, graduada de gruesa a fina y 72 cms. (28.5") de arena de 0.4 mm. Las 16 unidades están repartidas a lado y lado de una edificación rectangular, desde la cual se operan individual o conjuntamente los caudales de filtración y desde mesas también individuales frente a cada unidad, se operan los sistemas de lavado ascensional y superficial. En una galería bajo la sala de operación están instaladas cuatro (4) unidades de bombeo para atender las necesidades de lavado y bombear agua a un tanque de lavado, de capacidad 2.800 M^3 . (0.74 MG) localizado en una colina cercana a conveniente altura.

Los controladores de rata de flujo que se instalaron inicialmente, tenían capacidades para filtrar agua a ratas comprendidas entre $117 \text{ M}^3./\text{M}^2/\text{d.}$ (2 GPM/ft²) y $234 \text{ M}^3/$

$M^2/d.$ ($4 \text{ GPM}/ft^2$). Como cada filtro tiene una superficie de 145.20 M^2 (1.562 ft^2) el caudal máximo obtenible de esta instalación quedó para atender picos máximos de demanda, hasta por $5.9 \text{ M}^3/\text{seg.}$ (135 MGD) o sea casi el doble de la capacidad de diseño inicial.

La ampliación de la capacidad de esta instalación mediante la aplicación de ratas a filtración más altas a través de lechos mixtos (arena-antracita) está explicada en capítulos posteriores.

Tanques de Almacenamiento – Rebombeo.

La Planta cuenta con dos tanques de almacenamiento de agua filtrada así: un tanque de 20.000 M^3 (5.28 MG) localizado bajo la instalación de filtros y un tanque elevado de 26.000 M^3 (6.9 MG) construido hace dos años, el cual proporciona una cabeza hidráulica adicional de 30 mts. a la red de la ciudad.

Para alimentar el tanque elevado con agua filtrada del tanque antiguo, se construyó una estación de rebombeo con 5 unidades de $2.6 \text{ M}^3/\text{seg.}$ cada una.

Tanto la estación de rebombeo, como el tanque elevado, se encuentran dentro de la Planta.

Dosificadores Químicos.

Para atender la aplicación de sustancias químicas la Planta dispone de los siguientes dosificadores:

Dos dosificadores para aplicar Cloro al agua filtrada.

Dos dosificadores para preclorar cuando sea necesario.

Cuatro dosificadores gravimétricos para alumbre.

Tres dosificadores volumétricos para Cloruro Férrico.

Un dosificador de Soda Ash para ajustar el pH óptimo de floculación cuando sea necesario.

Dos dosificadores para aplicar fluor, con silicofluoruro de Sodio (en instalación).

Un aplicador de Cal con la misma finalidad de aplicación que el de Soda Ash para cal primaria, cuando sea necesario y para ajustar el pH de salida al punto de saturación.

Dos dosificadores de Sulfato de Amonio para fijación de Cloro Residual como cloraminas.

Otras instalaciones.

En un amplio edificio de control, están contenidas las oficinas de administración, un laboratorio físico-químico y bacteriológico, para control de calidad y determinación de tratamiento y una sala de control general, con señales provenientes de las diferentes instalaciones.

CAPITULO II

EXPERIENCIAS OBTENIDAS CON FILTROS DE MEDIO MEZCLADO A ESCALA PILOTO EN LA PLANTA DE TIBITO

INTRODUCCION.

Con base en estudios relativamente recientes, (1) que han demostrado que se puede obtener agua de buena calidad, utilizando ratas elevadas a través de medios mezclados, las firmas asesoras con las cuales la Empresa de Acueducto y Alcantarillado de Bogotá, contrató los estudios para la ampliación de la Planta, adelantaron una serie de experimentos con el fin de determinar la composición óptima de un medio filtrante de arena-antracita que cumpliera los siguientes cometidos:

1. Lograr ratas de filtración capaces de atender el pico de demanda máxima de $12 \text{ M}^3/\text{seg.}$ (274 MGD), con el cual fue rediseñada la ampliación de la Planta sin necesidad de construir unidades de filtración adicionales. Esta rata de filtración máxima, debía ser del orden de $540 \text{ M}^3/\text{M}^2/\text{día}$ (9 GPM/ft²) para atender dicha demanda, más el consumo interno de la Planta teniendo dos unidades fuera de servicio.

En el diseño original se previó la duplicación de la instalación de filtros, pero desde luego con base a las ratas convencionales existentes para filtros de arena. En el caso de nuestra Planta, esa rata máxima se había fijado en $240 \text{ M}^3/\text{M}^2/\text{día}$ (4 GPM/ft²) y aún así una duplicación de la instalación era inefectiva para esta nueva demanda.

2. Utilización del mismo sistema de operación e instalaciones para el lavado de los filtros de arena, con porcentajes de agua de lavado dentro de límites razonables.

3. Obtener una calidad de agua de acuerdo a las normas fijadas por la Empresa de Acueducto y Alcantarillado de Bogotá.

4. La experimentación debía llevarse a efecto mediante la utilización de filtros pilotos, que cumplieran jornadas en condiciones similares a las de los filtros de arena de la Planta.

5. De antemano se previó que era necesario cambiar el sistema de control de rata de filtración para modernizar el existente y adaptarlo a los nuevos caudales y que algunas de las determinaciones de la operación podrían cambiar.

Filtros Pilotos.

Se construyeron cuatro (4) filtros pilotos consistentes en tubos de hierro fundido (Cast-iron) de 6" (15cms) de diámetro interior de tal manera que se pudieran simular exactamente las fases de operación de los filtros reales, utilizando la misma agua clarificada, y se colocaron en el sótano de la instalación a los mismos niveles de operación de los de la Planta. Para garantizar un flujo uniforme a través de la superficie del filtro, el fondo se llenó con 30 cms. (12") de grava y se diseñó un ingenioso control del efluente para mantener un caudal constante a pesar de las pérdidas de carga que se presentaran dentro del lecho filtrante. Para controlar esta pérdida de carga se instalaron seis (6) manómetros consistentes en tubos de plástico transparente convenientemente dispuestos y para el lavado ascensional se dispuso una instalación que mediante la operación de válvulas de registro permitieran usar agua de consumo a velocidades de lavado apropiadas. La fijación de los caudales de filtración y lavado ascensional, se hizo mediante el empleo de medidores de tipo domiciliario.

Para la evacuación del agua de lavado se localizó una ventana a la misma altura 1.00 mts. (39.4") sobre la superficie del lecho filtrante a la cual están localizadas las canaletas de lavado de la Planta. La figura No. 1 muestra un esquema de los filtros pilotos.

Materiales del lecho filtrante.

La antracita escogida para las pruebas fue explotada y procesada localmente y se suministró en varios tamaños efectivos comprendidos entre 0.8 mm. y 2.0 mm. y con coeficiente de uniformidad entre 1.0 y 1.2.

Las cualidades físico-químicas de esta antracita fueron determinadas en tres laboratorios incluido el de la Empresa de Acueducto y Alcantarillado de Bogotá, siguiendo las prácticas recomendadas por la AWWA, a pesar de que los resultados dieron bases para dudar de su estabilidad química y de que se encontraron diferencias en los coeficientes de uniformidad se adelantaron los experimentos ya que estas discrepancias no influirían notablemente en los resultados.

La tabla No. 1 muestra las especificaciones granulométricas exigidas para la antracita del experimento.

Por razones económicas se resolvió ensayar con la misma arena de los filtros de Tibitó la cual tiene un tamaño efectivo de 0.4 mm. en 14 unidades y 0.6 mm. en las dos restantes unidades.

TABLA No. 1

ESPECIFICACIONES GRANULOMETRICAS DE LA ANTRACITA PARA LOS FILTROS PILOTO

Tamaño efectivo, m.m.	0.8, 1.0, 1.1, 1.5 y 2.0
Coefficiente de uniformidad	1.0 a 1.2

Combinación Óptima del medio Filtrante.

El medio filtrante óptimo fue definido como aquel que permite la utilización total de éste para almacenamiento del floc mientras produce agua de alta calidad. El mejor método empírico para asegurar su máxima capacidad de almacenamiento se basa en el concepto de que el tiempo para alcanzar la máxima pérdida de carga, deberá ser igual al tiempo en que se haya copado la capacidad del lecho y el floc comienza a pasar al efluente.

La máxima pérdida de carga permisible en Tibitó son 3.05 mts. (10 ft). Se escogió una turbiedad del agua filtrada de 2.0 U. J. como criterio para determinar el rebosamiento del lecho por el floc.

La razón para determinar el límite de turbiedad se basó en que un valor menor no indicaba paso del floc al efluente, para aguas clarificadas entre 3 y 7 U. J. y un valor mayor como 5 U. J. que es indicativo de buena remoción para afluentes clarificados a 9 U. J. por ejemplo, era demasiado alto para la calidad final del producto.

TABLA No. 2 PRIMERA JORNADA FILTROS PILOTOS

Item	FILTROS PILOTOS						Filtro No. 2 Planta Arena
	1	2	3		4		
	Arena	Antracita	Arena	Antracita	Arena	Antracita	
Tamaño efectivo, mm.	0.6	0.82	0.4	1.04	0.4	0.98	0.6
Coefficiente de uniformidad	—	1.26	—	1.1	—	1.3	—
Espesor, cms (pgl)	76(30)	76(30)	15(6)	61(24)	15(6)	61(24)	76(30)
t ₁ — Turbiedad A 2 U. J.	—	106 h	88 h		70 h		—
t ₂ — P. de C. 3.0 mt. (10')	38 h	104 h	80 h		78 h		35 h

TABLA No. 3

SEGUNDA JORNADA FILTROS PILOTOS

Item	FILTROS PILOTOS							Filtro No. 2 Planta Arena
	1		2	3		4		
	Arena	Antracita	Antracita	Arena	Antracita	Arena	Antracita	
Tamaño efectivo, mm.	0.4	0.99	0.82	0.4	1.04	0.4	1.01	0.6
Coefficiente de uniformidad	—	1.71	1.26	—	1.09	—	2.09	—
Espesor, cms (pgd)	15(6)	61(24)	76(30)	15(6)	61(24)	15(6)	61(24)	76(30)
t ₁ — Turbiedad A 2 U. J.	85 h		88 h	88 h		78 h		—
t ₂ — P. de C. 3.0 mt. (10')	100 h		132 h	100 h		94 h		44 h

TABLA No. 4

TERCERA JORNADA FILTROS PILOTOS

Item	FILTROS PILOTOS						
	1		2	3		4	
	Arena	Antracita	Antracita	Arena	Antracita	Arena	Antracita
Tamaño efectivo, mm.	0.4	0.82	0.82	0.4	1.04	0.6	0.82
Coefficiente de uniformidad	—	1.26	1.26	—	1.1	—	1.26
Espesor, cms (pgd)	15(6)	61(24)	76(30)	15(6)	61(24)	15(6)	61(24)
t ₁ — Turbiedad A 2 U. J.	74 h		64 h	64 h		70 h	
t ₂ — P. de C. 3.0 mt. (10')	80 h		104 h	100 h		100 h	

Inicialmente se llevaron a efecto dos jornadas a una rata constante de 360 M³/M²/ día (6 GPM/ft²) para seleccionar la combinación que cumpliera con mayor eficiencia las metas fijadas. Las tablas 2 y 3 muestran las combinaciones de arena y antracita para estas dos primeras jornadas, junto con el tiempo t₁ en que se obtuvo una turbiedad de 2 U. J. y el tiempo t₂ en que se logró la máxima pérdida de carga. Se incluye el filtro No. 2 de la Planta que sirvió como comparación.

De la tabla para la primera serie se puede observar que las mejores jornadas fueron las de los filtros 2 y 3. Este último produjo efluentes de buena calidad con turbiedad menor que 1.0 U. J. por espacio de 60 horas.

Para la segunda serie de jornadas se dejaron las mismas combinaciones en los filtros 2 y 3, para seguir ensayando con ellas y como puede observarse, tres filtros pilotos alcanzaron la máxima pérdida de carga después de 100 horas.

Mediante los gráficos de las figuras 2, 3, 4 y 5 mostramos el comportamiento de los filtros pilotos a lo largo de la segunda jornada.

Allí podemos ver que nuevamente los filtros 2 y 3 hicieron mejor su trabajo y retuvieron eficientemente el floc aun para picos de turbiedad altos del afluente.

Para la tercera jornada los lechos de los filtros pilotos 2 y 3 fueron conservados y los de los filtros 1 y 4 cambiados. La tabla 4 muestra la combinación de los lechos para esta jornada y los tiempos t_1 y t_2 en que se lograron la turbiedad a 2 U. J. y la pérdida de carga a 3.00 mts. (10") respectivamente. En esta tercera jornada se filtró agua con turbiedades entre 4 y 7 U. J. es decir, más altas que en las jornadas previas y nuevamente los filtros 2 y 3 hicieron una buena carrera de 65 horas hasta obtener agua de 2 U. J. El filtro 4 tuvo un desempeño errático con respecto a la turbidez producida quizás por el tamaño grande de la arena.

El filtro 1 hizo la mejor carrera con tiempos casi iguales para las dos determinantes y con una eficiencia notable durante los períodos de alta turbiedad (Ver figura No. 6).

Con base a esta experiencia se determinó que la combinación óptima del lecho debía ser 15 cms. (6") de arena de tamaño efectivo de 0.4 mm y 61 cms. (24") de antracita de 0.82 mm.

Con la combinación anterior se cargaron los cuatro filtros pilotos y se pusieron a trabajar a diferentes ratas de filtración entre $300 \text{ M}^3/\text{M}^2/\text{día}$ (5 GPM/ft²) y $480 \text{ M}^3/\text{M}^2/\text{día}$ (8 GPM/ft²). De este ensayo que contó con agua clarificada con menos de 4 U. J., se dedujo que a ratas de 8 GPM/ft² (la cual es la necesaria para atender el pico de demanda máxima de $12.0 \text{ M}^3/\text{seg} = 287 \text{ MGD}$) los tiempos para alcanzar la turbidez a 2 U. J. y la máxima pérdida de carga fueron iguales, para una jornada de 85 horas.

Determinación de la velocidad óptima de lavado ascensional.

Se realizaron tres series de pruebas después de jornadas a $420 \text{ M}^3/\text{M}^2/\text{día}$ (7 GPM/ft²) y se fijó como meta obtener agua de lavado a 2 U. J. En las dos primeras series el lavado se hizo a 76 cms/min. (30"/min) y en la última, utilizando todos los filtros, el lavado se hizo a velocidades distintas así: 87 cm/min. (34.5"/min), 70 cm/min (28"/min), 76 cm/min. y 110 cm/min (42"/min). La figura 7, construída para determinar la velocidad óptima de lavado, muestra que para turbiedades finales de lavado 2 U. J. el rango óptimo está entre 89 cm/min. (35"/min) y 96 cm/min. (38"/min). La demanda total de agua de lavado para un filtro de la Planta se dedujo que sería de 1270 M^3 (335.000G) y que el tiempo de lavado duraría 10 min. en promedio.

Efectos por afluentes de alta turbiedad.

Con el fin de estudiar el lecho mixto (15 cms = 6" de arena t. e. 0.4 mm y 61 cms = 24" de Antracita t. e. 0.82 mm). Ante afluentes de alta turbiedad y con diferentes características de floc, se hizo una jornada de prueba clarificando el agua en la Planta con sólo dos sedimentadores. Para este experimento la filtración se hizo a una rata de $420 \text{ M}^3/\text{M}^2/$

día (7 GPM/ft²) con un afluente que resultó tener una turbiedad promedio de 4.5 U. J. y un pico máximo de 7 U. J. a las 25 horas de iniciado.

El resultado fue una jornada de 40 horas determinada por turbiedad del efluente a 2 U. J. Sin embargo en tres de los filtros, este valor fue superado ligeramente y con recuperación rápida cuando se filtró el pico de turbiedad de 7 U. J. Por extrapolación de la curva de pérdida de carga se determinó que el valor máximo de ésta se hubiere presentado entre las 70 y las 80 horas.

Efectos producidos por altas ratas de filtración.

Con el fin de estudiar el efecto que para el pico de demanda máxima de 12 M³/seg. (275 MGD) podrían tener las ratas de filtración altas sobre la calidad del agua y la jornada de los filtros se realizó una experiencia con tres de los filtros pilotos a ratas de 552 M³/M²/día. (9.2 GPM/ft²) en el No. 1 y de 612 M³/M²/día (10.2 GPM/ft²) en los No. 2 y 3. El afluente tuvo una turbiedad promedio de 4.0 U. J. con un pico de 5.5 U. J. a las 30 horas.

Los resultados más importantes obtenidos en esta experiencia fueron, que dos de los filtros pilotos sostuvieron un producto con menos de 0.5 U. J. durante 20 horas y el otro menos de 1.0 U. J. en el mismo tiempo, el cual es considerablemente mayor al de la duración que esperamos del máximo pico diario en el futuro.

Penetración del Floc.

La eficiencia de la filtración está íntimamente ligada con la calidad del floc. Si ésta es muy débil se fragmentará fácilmente por esfuerzo cortante a través de las primeras capas del lecho traspasándolo fácilmente antes de que ocurra la máxima pérdida de carga. Si el floc es muy fuerte quedará retenido en las primeras capas produciéndose la pérdida de carga máxima antes de que éste logre rebasarlo totalmente.

El floc óptimo es aquel que penetra a través del lecho sin romperse y sin formar acumulación en las capas superiores.

La penetración del floc se midió en los filtros pilotos mediante la gradiente de pérdida de carga a lo largo del lecho. La figura No. 8 muestra la habilidad con que tres medios diferentes: arena, antracita y arena más antracita, retuvieron el floc.

Se puede observar en esta figura que el lecho mixto tiene la más profunda penetración del floc medida por la pérdida de carga por centímetro de profundidad.

Conclusiones de las pruebas Piloto.

Las pruebas anteriores que fueron realizadas entre los meses de junio y julio de

1968 llegaron a las siguientes conclusiones:

(1) Los filtros pilotos trabajaron en condiciones tan idénticas a los de la Planta que podían esperarse los máximos resultados cuando trabajaran en paralelo a las mismas ratas.

(2) La combinación de arena y antracita más aconsejable según la experiencia piloto, es la que sigue:

15 cms (6") de arena tamaño efectivo 0.4 mm.

61 cms (24") de antracita tamaño efectivo 0.8 mm.

Con esta combinación, se dedujo, que podía producir agua de buena calidad para ratas de filtración comprendidas entre 360 y 420 $M^3/M^2/día$, (6 y 7 GPM/ft²) y picos ocasionales hasta de 540 $M^3/M^2 = 9$ GPM/ft².

(3) La rata de lavado ascensional óptima resultó estar comprendida entre 88 y 86 cm/min. (35" - 38"/min.) lo que equivale aproximadamente a 22 GPM/ft². Con esta rata y durante un período de 10 minutos se demostró que se podía obtener buena limpieza, con un gasto de 1.300 M^3 (344.000 gal.) el cual sería equivalente al 1% del agua producida. Con la aplicación del lavado superficial se espera obtener los mismos resultados con la misma eficiencia.

(4) La turbiedad y no la pérdida de carga, sería la limitante para la jornada del filtro con lecho de arena-antracita trabajando a ratas elevadas.

REFERENCIAS

1. Empresa de Acueducto y Alcantarillado de Bogotá D. E. -- TIBITO WATER--WORKS STUDY -- Septiembre de 1968 -- ENGINEERING -- SCIENCE INT. -- INGETEC.
2. Conley W. R. Jr. Experiences with Anthracite Sand. Filters -- Journal AWWA 53, 1473 -- (1.961).
3. Empresa de Acueducto y Alcantarillado D. E. -- RESULTADOS DE LOS ENSAYOS EFECTUADOS EN LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE TIBITO PARA ESTUDIO DEL AUMENTO DE SU CAPACIDAD -- (1.967).

ESQUEMA DE LOS FILTROS PILOTO

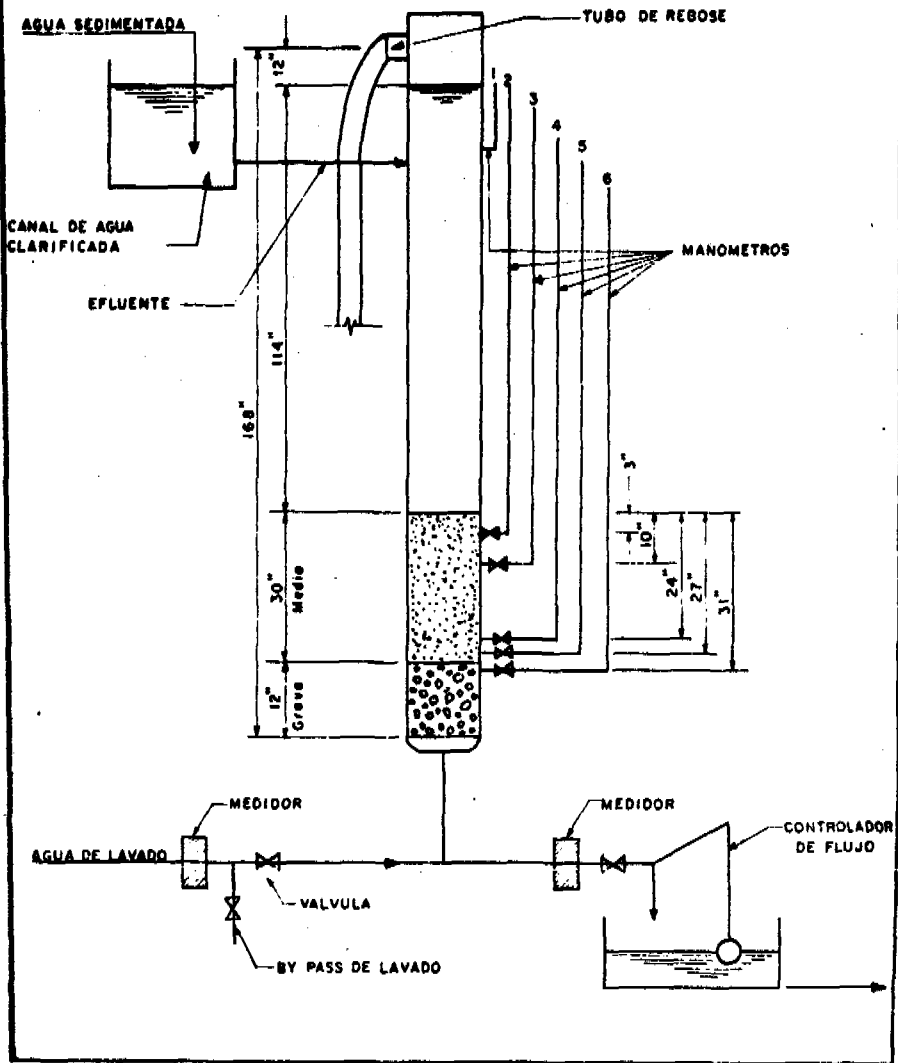


FIGURA 2-II

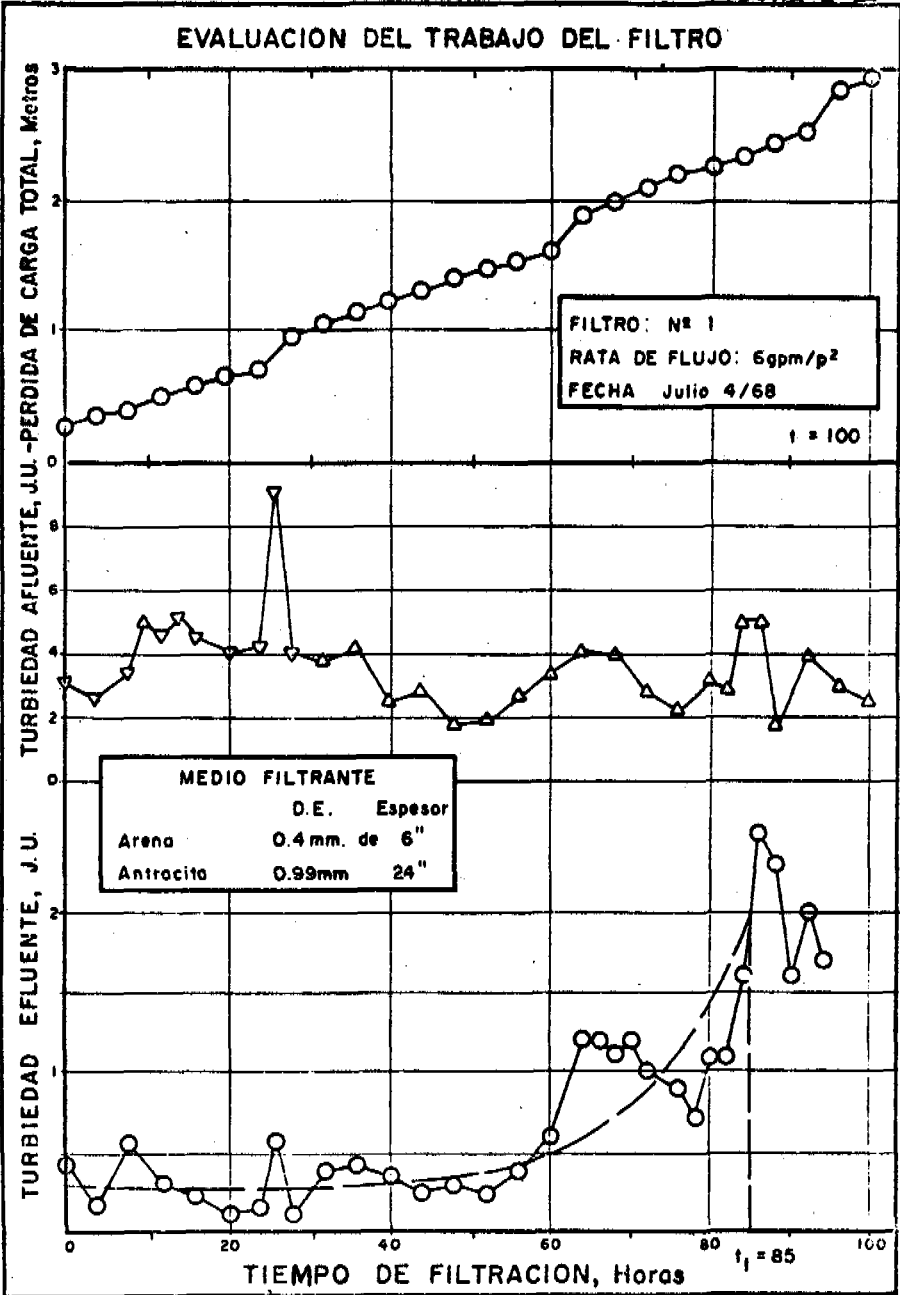


FIGURA 3 II

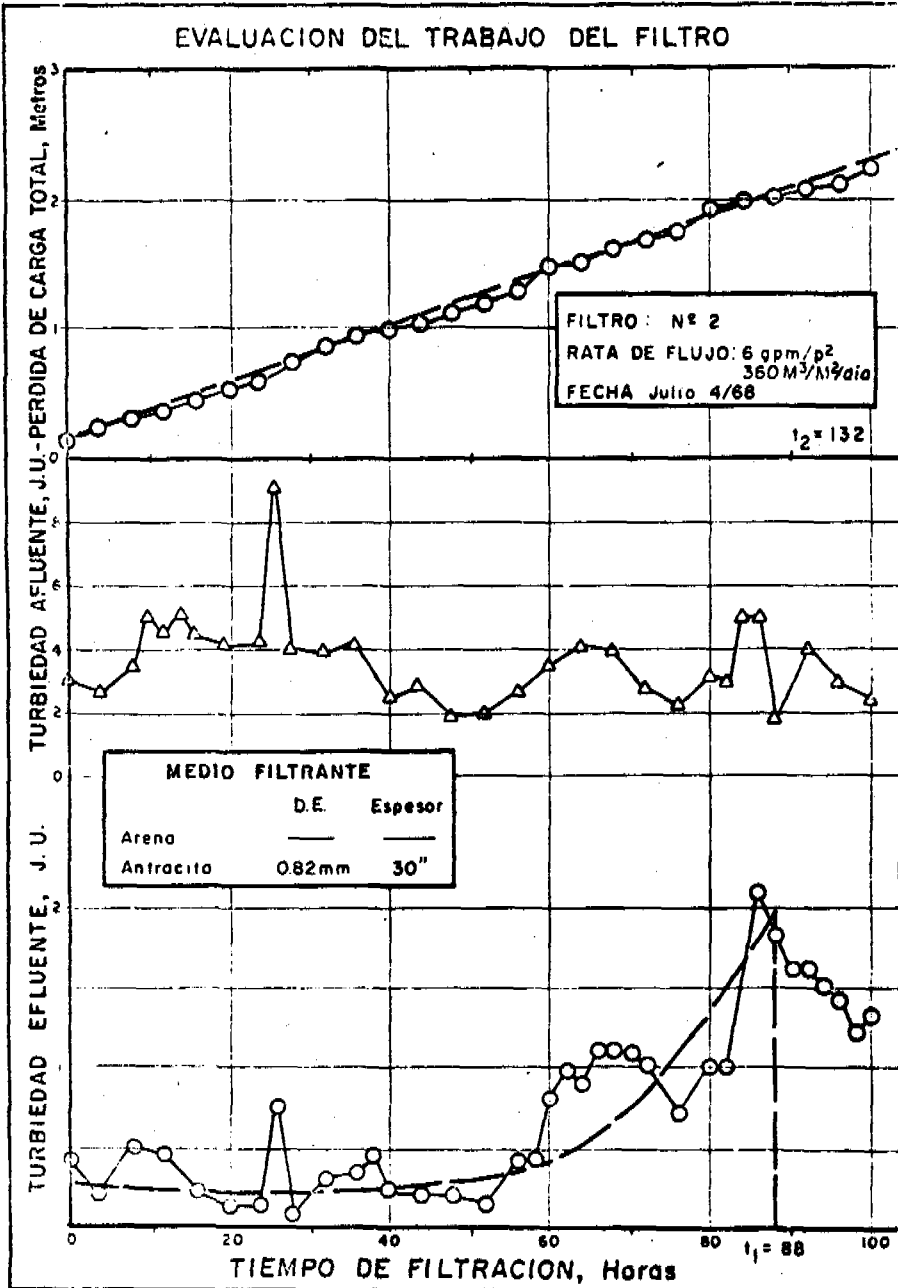


FIGURA 4-II

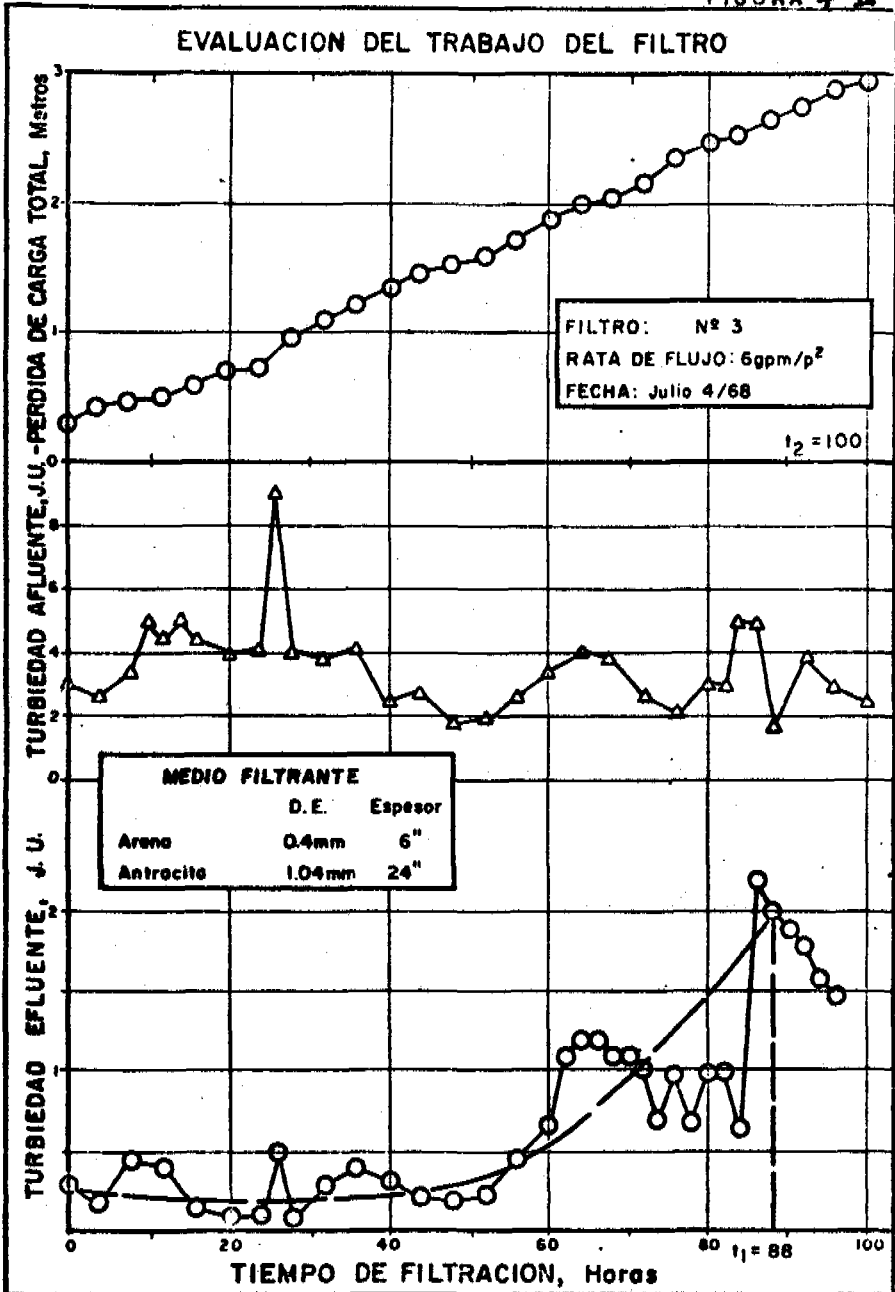


FIGURA 5-II

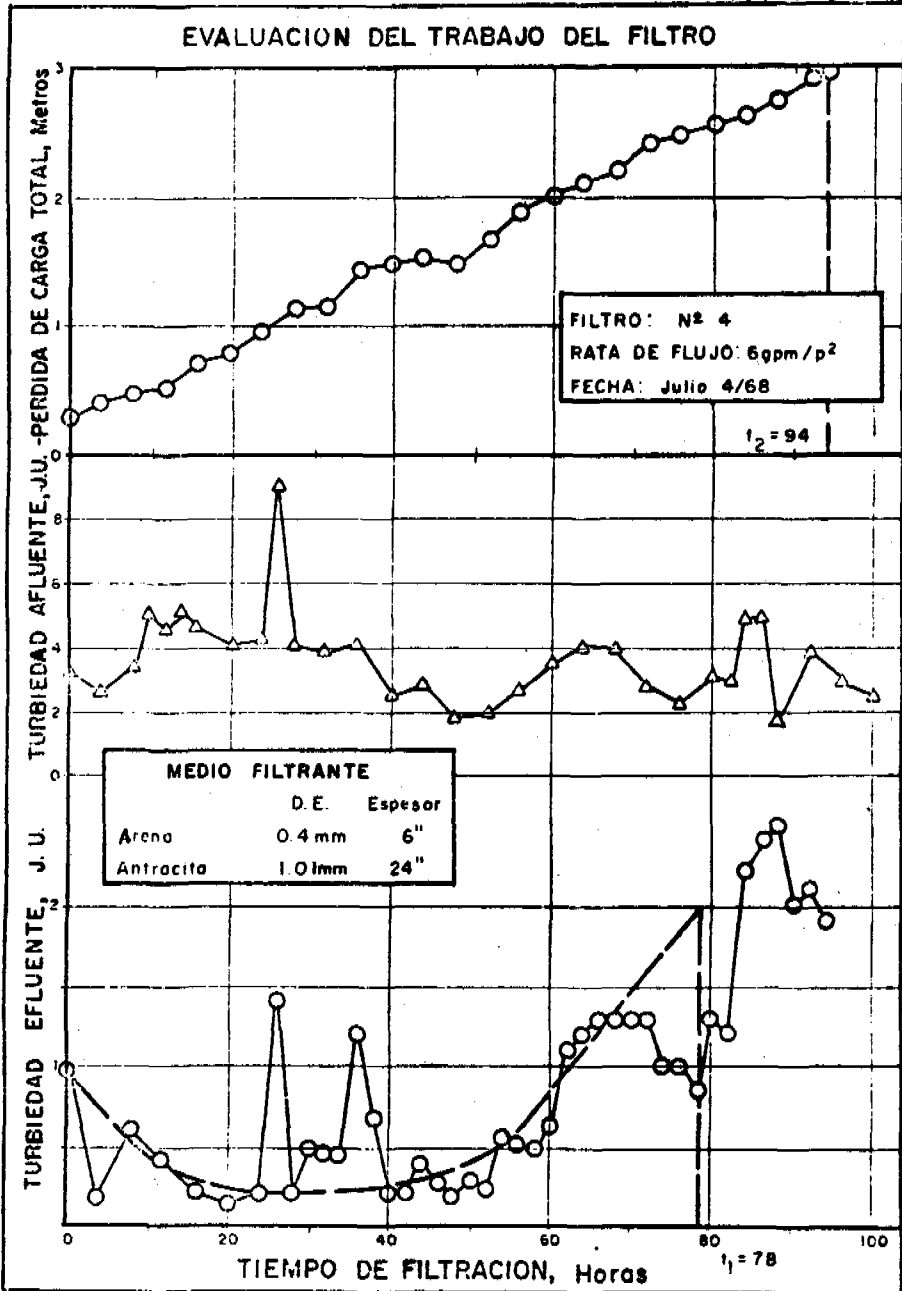


FIGURA 6-II

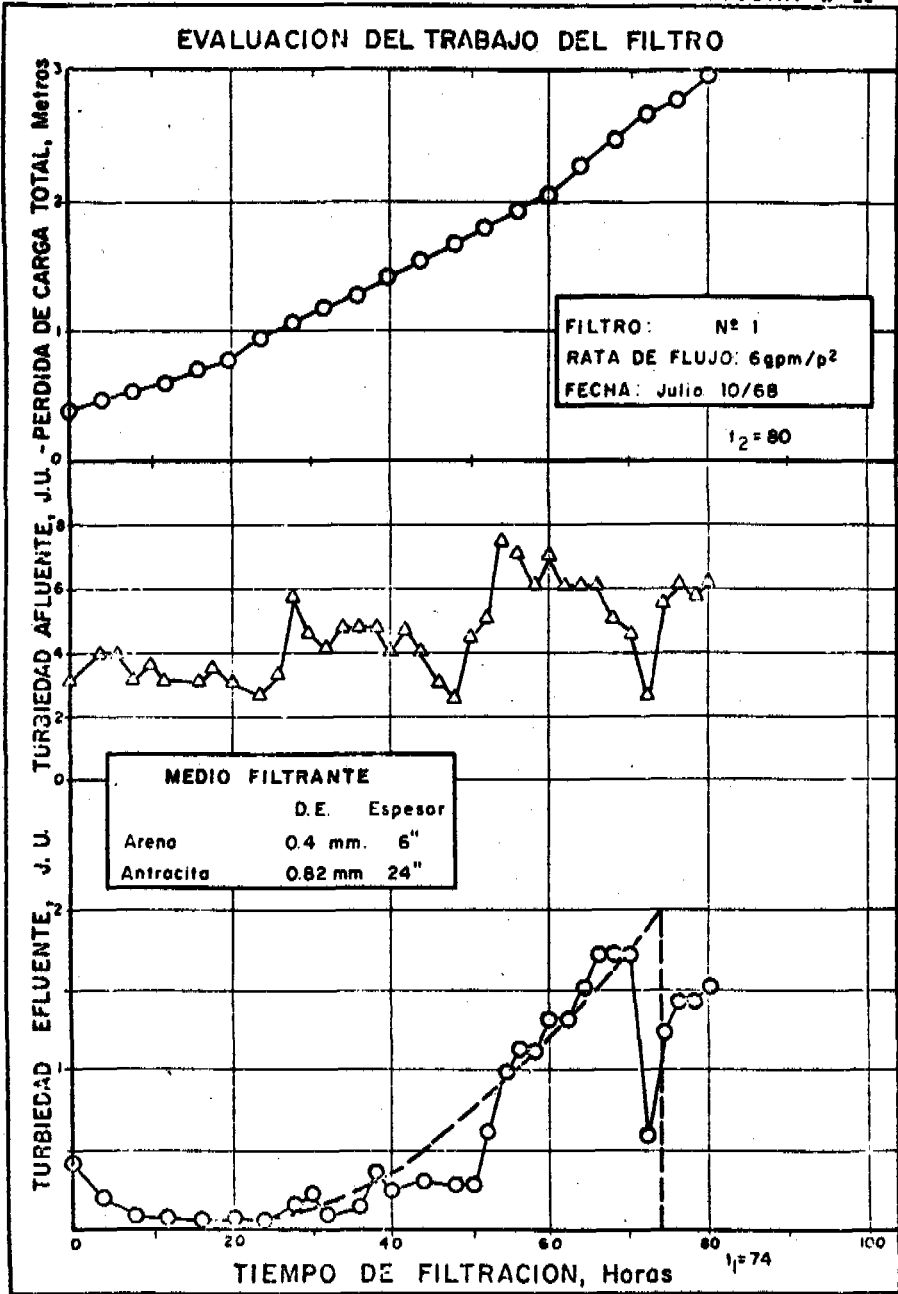


FIGURA 7-II

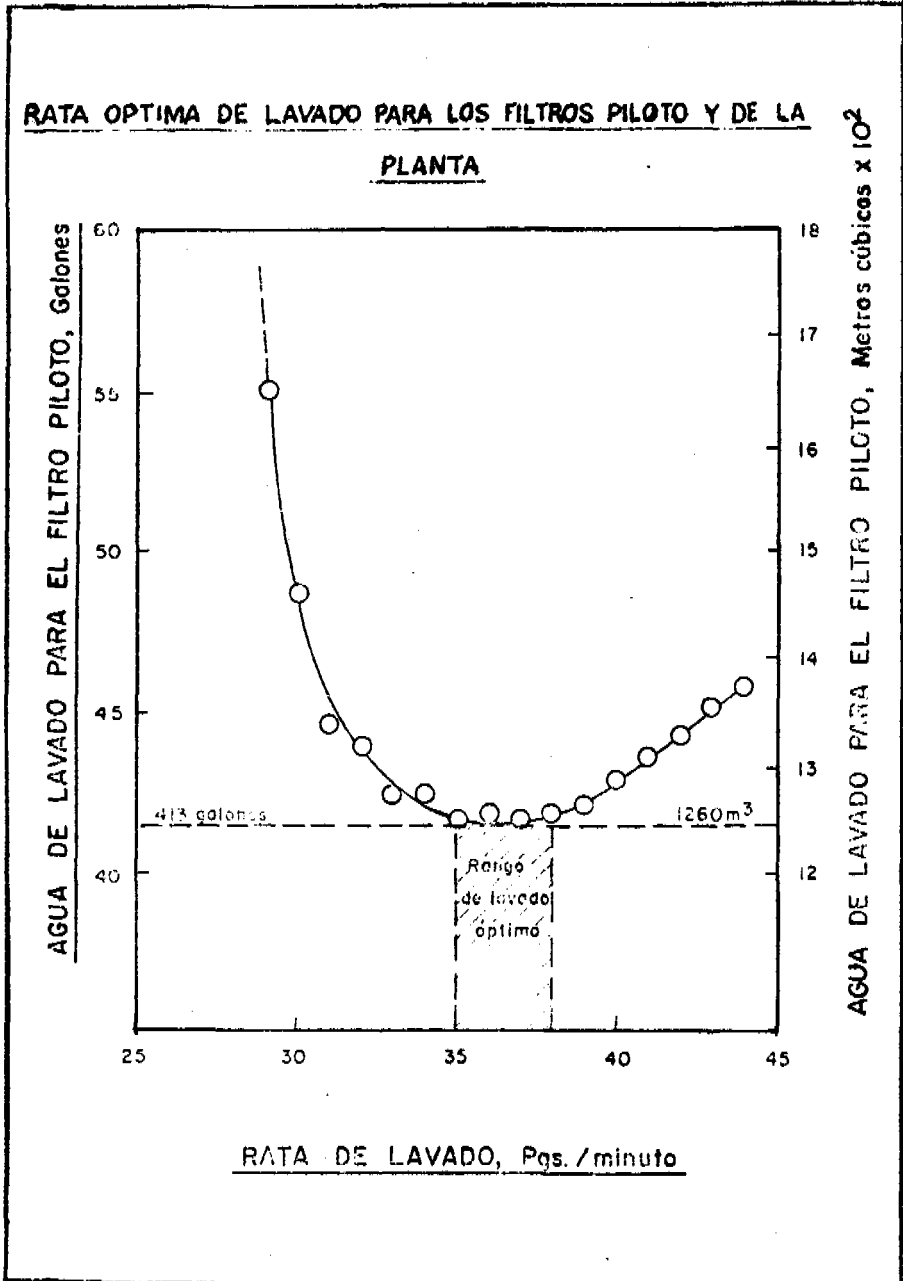
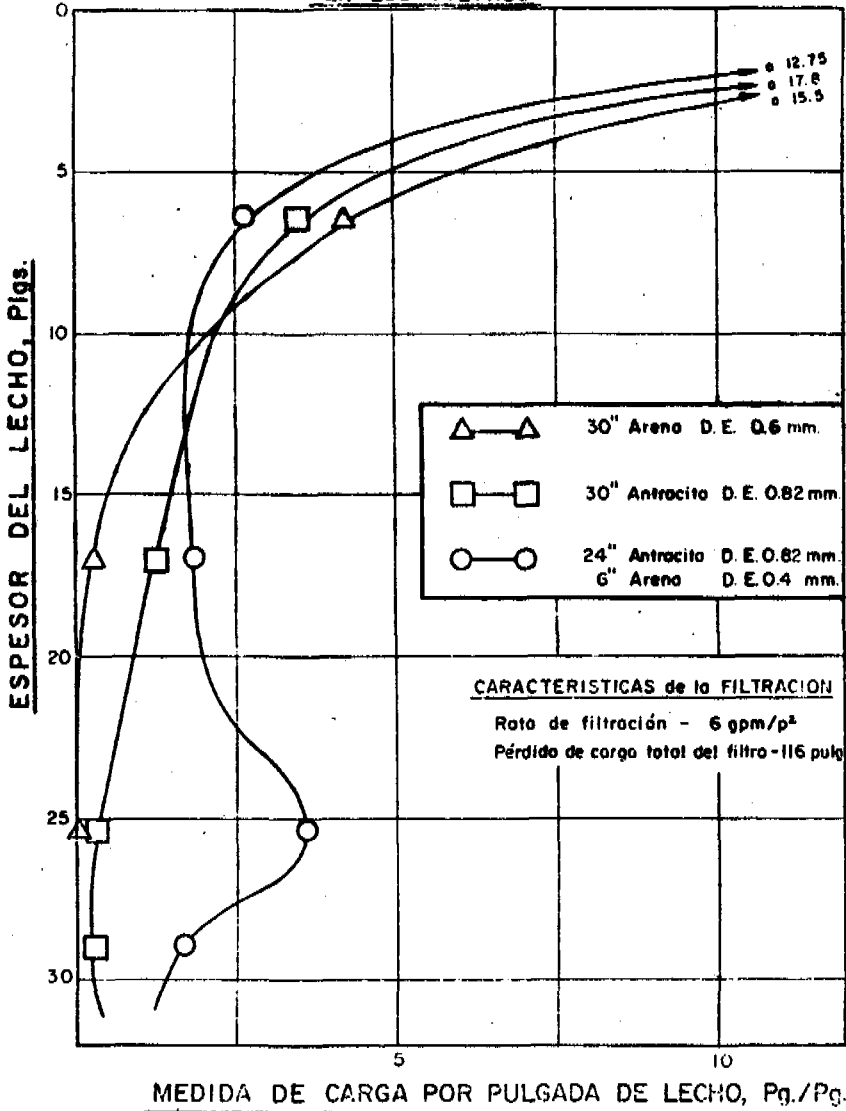


FIGURA B-II

GRADIENTE DE PERDIDA DE CARGA PARA ARENA, ANTRACITA Y MEDIO DOBLE

EN LOS FILTROS



CAPITULO III

PRIMERAS EXPERIENCIAS CON FILTROS REALES DE ARENA ANTRACITA EN LA PLANTA DE TIBITO

III.1 INTRODUCCION.

En vista de los resultados obtenidos en los experimentos realizados en los filtros Piloto por las firmas asesoras y el personal técnico de la EAAB que colaboró en el estudio de ampliación de la Planta de Tibitó, la Empresa decidió efectuar el cambio de los actuales lechos de arena en los 16 filtros de la Planta por una combinación adecuada de arena-antracita para que teniendo dos unidades fuera de servicio y descontando las necesidades de la Planta se pudieran atender las futuras demandas con las siguientes ratas de filtración:

360 M³/M²/día (6 GPM/ft²) para atender la demanda promedio diaria de 8.0 M³/seg.

420 M³/M²/día (7 GPM/ft²) para atender la máxima demanda diaria sostenida de 10.5 M³/seg.

540 M³/M²/día (9 GPM/ft²) para atender el máximo pico de demanda de 12.0 M³/segundo.

En junio 30/72 se tienen trabajando 5 filtros de arena-antracita a una rata de 470 M³/M²/día (8 GPM/ft²) dos de ellos, el No. 2 y el 15, vienen funcionando desde los primeros días de enero/72.

Diseño Original.

De acuerdo al diseño original cada filtro de la Planta de Tibitó cuenta con un área filtrante de 145.25 M² (1562 ft²) dispuesta en dos celdas iguales, separadas por un canal de repartición del efluente y recolección de agua de lavado.

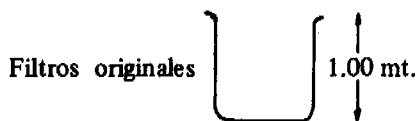
El espesor de la capa de arena es de 72 cms. (28.3") y el tamaño efectivo en 14 unidades es 0.4 mm. y en las dos restantes es de 0.6 mm.

El espesor de la capa de grava es de 34 cms. (13.4") dispuesta en cinco capas con tamaño entre 1" en el fondo, hasta 1/16" en la capa superior.

El drenaje se hace a través de un fondo Wheeler formado por troncos de pirámides invertidas que contienen esferas de porcelana, de diferentes tamaños.

El borde de las canaletas de lavado está a 1.0 mtr. (3.28 ft) de la superficie de la arena.

Figura 9 - III

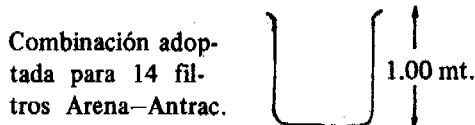


72 cms (28.5) de arena 0.4 mm.
(0.6 mm. en los filtros
No. 2 y 15)

34 cms. (13.4") de gravilla

Fondo Wheeler - Drenaje filtro

Figura 10 - III



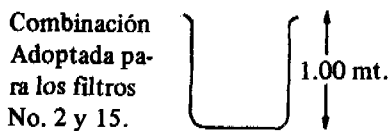
57 cms. (22.5") de antracita 0.85 mm. de tamaño efectivo coef. de uniformidad 1.0-1.2

4 cms. (1.5") de arena 0.6 mm.
11 cms. (4.5") de arena 0.4 mm.

34 cms. (13.4") de gravilla

Fondo Wheeler

Figura 11 - III



52 cms. (20.5") de antracita 0.85 mm. de tamaño efectivo
Coef. de uniformidad 1.0-1.2

20 cms. (8") de arena 0.6 mm.

34 cms. (13.4") de gravilla

Fondo Wheeler

Espesores definitivos del lecho compuesto.

Aunque las pruebas realizadas sobre los filtros pilotos, demostraron que el lecho óptimo debía estar compuesto por 15 cms. (6") de arena original de los filtros (t. e. 0.4 mm.) y sobre ésta 61 cms. (24") de antracita (t. e. 0.85 mm) fue necesario acomodar en 72 cms. y no 76 cms, (28.3" y no 30.0") los dos componentes del lecho, para dejar la misma distancia de 1 mtr. (3.28 ft) a las canaletas de lavado; de lo contrario hubiera sido necesario rebajar en 4 cms. (1.5") el espesor del manto de grava con los inconvenientes que esto implicaba.

Se resolvió entonces cargar los dos filtros 2 y 15 que tenían arena de 0.6 mm. con una combinación de 20 cms. (8") de esta arena y 52 cms. (20.5") de antracita.

Los demás filtros con una combinación de 15 cms. (6") de arena repartida en dos capas de 11 cms. de la arena original 0.4 mm. y 4 cms. de arena de 0.6 mm. y sobre ésta una capa de 57 cms. (22.5") de antracita. Las figuras 9-III, 10-III y 11-III, detallan la composición de los lechos originales y las combinaciones adoptadas para los lechos compuestos.

Suministro de la Antracita.

Se importaron de los Estados Unidos 1.500 toneladas de antracita, las cuales fueron suministradas por la firma Reading Anthracite Coal Company de Pennsylvania en pedido adjudicado mediante licitación pública e internacional, por haber reunido ésta los requisitos de calidad exigidos y haber ofrecido precios favorables para la Empresa. El precio de la tonelada métrica puesta en la Planta de Tibitó fue US \$ 110.00 incluidos los fletes marítimos, terrestres y los seguros de embarque.

La primera remesa por 200 toneladas llegó a mediados de diciembre de 1971 justamente cuando se terminaban de instalar los nuevos controladores de rata de flujo, con capacidad máxima para 92 M³/seg. (21 MGD) por unidad y se iniciaba la instalación de un nuevo equipo de alarma de turbiedad que controla la jornada de cada filtro para una determinada turbiedad del efluente fijada de antemano.

Calidad del Producto.

Para control de graduación y calidad del pedido, el proveedor debió someter su producto a las especificaciones de la ASTM—Designación D338—38 (1962) haciendo énfasis en que la antracita debería garantizar completamente su estabilidad química al someterla a las pruebas de solubilidad en ácido clorhídrico al 40% y solución 1 Normal de hidróxido de Sodio. La tabla a continuación resume las características especificadas para el producto:

Características	Especificación
Tamaño efectivo	0.85 mm.
Coefficiente de uniformidad	1.0 a 1.2
Gravedad específica	1.60 ± 0.05
Dureza, Mohs.	3.5 mínimo
Porcentaje partículas planas	10.0 máximo
Porcentaje de carbón fijo por peso	90.0 mínimo
Porcentaje de finos pasando malla # 100	2.0 máximo

Colocación del medio filtrante.

El trabajo de colocación del nuevo medio filtrante, se inició el 18 de diciembre de 1971 sobre los filtros No. 2 y 15.

Para efectuar el cambio se ha venido procediendo de la siguiente manera:

- 1º. Extracción a mano de la capa de arena a reemplazar por antracita. Esta operación se inició después de lavar completamente el filtro y de retirar las flautas del lavado superficial. La extracción se ha efectuado con la ayuda de un eyector hidráulico o paleando por escalas el material excavado para cargarlo en volqueta. La arena de 0.6 mm. extraída de los filtros 2 y 15 se llevó a depósito especial para ser utilizada en los filtros restantes de acuerdo al gráfico 10-III. La nivelación de la superficie se hizo con rastrillo y finalmente mediante lavado ascensional a velocidad de 20-30 cms/min. La verificación de las medidas se efectuó desde el borde de las canaletas de lavado.
- 2º. Colocación de la antracita. Para la colocación de la antracita se ha seguido la nueva norma de AWWA (tentativa) para colocación y manejo de medios filtrantes. El cargue se ha hecho, mediante un eyector hidráulico con rendimiento promedio de 100 kgs. (220 lb.) por minuto trabajando con agua a presión de 4.5 kg/cm² (65 p.s.i.) utilizando mangueras de 6.3 cms. (2.5") de diámetro interior. La aplicación se ha hecho en capas de 15 cms. (6") de espesor ajustando con la última capa la medida total del lecho y teniendo en cuenta el dato confirmado de que con 140 kgs. (308 lb.) de antracita de 0.85 mm. se cubre una superficie de 1 M² (10.76 pie²) para una capa de 15 cms. de espesor.

Para que el espesor de cada capa resulte uniforme, la superficie de cada celda se ha dividido en 28 zonas de 2.50 x 1.00 mts. (8' x 3') (éstas se delimitan con la posición simétrica de las canaletas de lavado y las tuberías del lavado superficial) y aplicando sobre cada zona con movimientos pendulares de la manguera de descarga un número determinado de bultos según el espesor de la capa. El chorro a presión de la descarga se deja caer sobre un colchón de 50 cms. (20") de agua que amortigua la

energía de aquél y evita que la capa anterior se altere; la maniobra de aplicación se efectúa desde las canaletas de lavado.

Después de que se carga una capa completa en ambas celdas, se efectúa un lavado ascensional durante unos 15 minutos partiendo de una velocidad ascensional de 10 cm/min. (2.5 gpm/pie²) y aumentándola gradualmente hasta 60 cm/min. (15 gpm/pie²). Durante los primeros minutos del lavado se ha observado la presencia de pequeñas burbujas.

La capa superior se ha venido dejando con un espesor adicional de 2.5 cms. (1") para raspado posterior y remoción de las partículas finas y planas.

La operación de recolocación de las flautas del lavado superficial se hace utilizando plataformas de madera para que el personal de esta instalación no altere la superficie.

La antracita viene empacada en sacos de polietileno bastante resistente y con peso de 22.7 kgs. (50 lb.) cada uno.

Estos dos requisitos facilitan la maniobra de descargue, los transportes locales y la operación de llenado de la tolva del eyector.

Personal y Equipo necesario.

A continuación se relaciona el equipo y personal necesario para efectuar la operación total de cambio del lecho en diez días hábiles (2 semanas) y el costo aproximado en pesos colombianos para la colocación de una tonelada métrica de antracita afectado por todo el proceso descrito en el ítem anterior. Con este rendimiento promedio se han cambiado los lechos de los primeros cinco filtros en Tibitó:

Personal:

- 1 ingeniero 2 horas diarias.
- 2 capataces de tiempo completo (8 horas día).
- 8 obreros rasos de tiempo completo.
- 1 oficial de taller mecánico por medio tiempo.
- 1 operador de equipo pesado.

Equipo :

- 1 volqueta de 4 yd³.
- 1 cargador liviano de 1 yd³ para la arena.
- 1 eyector hidráulico de 100 kg/min.

El costo aproximado del cambio del medio por concepto de obra de mano y equipo para cada filtro ha sido de 27.000 pesos colombianos que equivalen a US \$ 1.200 según el ac-

tual cambio oficial . El costo para la colocación de una tonelada métrica de antracita teniendo en cuenta que cada filtro consume 68 toneladas, es de 397 pesos colombianos que equivalen a US \$ 17.60.

Preparación del filtro para darlo a Servicio.

(Tomado del record para el filtro No. 15) Una vez colocadas las flautas del lavado superficial y nivelada la superficie se efectuó el primer lavado total así: abriendo un poco la válvula de lavado ascensional se admitió lentamente agua a una velocidad inicial no mayor de 10 cm/min. (2.5 gpm/pie²). A partir del momento en que el agua comenzó a desbordar por las canaletas de lavado, cada 2.5 minutos se le aumentó la velocidad en 10 cm/min. hasta llegar a un máximo de 70 cm/min/m² (17 gpm/pie²). El primer lavado efectuado sobre el filtro No. 15 duró 16 minutos y en las muestras tomadas en el agua de lavado se observaron impurezas varias especialmente partículas finas y planas. Desde un principio el color negro del agua de lavado fue intenso y sólo desapareció por completo hacia el final del lavado.

Después de efectuado este lavado inicial se procedió a desinfectar el medio así: dejando el filtro lleno hasta el borde de la canaleta se le aplicó una solución de hipoclorito de sodio en una cantidad determinada para que produjera una concentración de 10 mgr/lit. de cloro; a continuación se hizo descender el nivel del agua 50 cms. y se dejó en contacto el cloro por espacio de 12 horas al final de las cuales se lavó el filtro para remover el agua clorada.

III.2 RESULTADOS EN LA PRACTICA

A excepción de las primeras jornadas en los filtros No. 2 y 15, los cinco filtros a los cuales se les ha colocado el nuevo medio vienen trabajando, por razones de servicio, con una rata de filtración de 480 M³/M²/día (8 gpm/pie²) hasta la presente fecha. Las tablas No. 4.III, 5.III y 6.III resumen las características más importantes de algunas de las jornadas corridas hasta el 20 de junio por los filtros No. 2 y 15 y las últimas 15 jornadas del filtro No. 12, el cual conserva el lecho de arena original. Con los datos de este filtro que está trabajando a la rata máxima de diseño (240 M³/M²/día = 4 gpm/pie²) se puede establecer una comparación de las eficiencias de los dos medios filtrantes.

Los gráficos III.12 a III.35 al final de este capítulo ilustran el desarrollo de algunas jornadas de los filtros No. 2 y 15 en lo que respecta a pérdida de carga, turbiedad y color. Las figuras III.27, III.27A y B muestran la turbiedad del agua de lavado de un filtro real y la de dos filtros Piloto para apreciar su similitud.

TABLA No. 4 - III

FILTRO No.15
 (Asna - Antracita)

Jornada No.	Fecha Lavado	Jornada Horas	Pérdida Inicial	Pérdida Final	Turbiedad Final	% Agua Lavado	Rota de Filtración M ³ /M ² / día(gpm/pid ²)	Lavado por
1	Ene. 10	117:30	.46 mts	2.86 mts	2.1 UJ	0.38	360 (6.0)	Turb.
2	" 14	98:20	.44 "	2.90 "	1.8	0.44	420 (7.0)	P. C.
3	" 17	64:40	.90 "	2.76 "	2.8	0.48	480 (8.0)	Turb.
4	" 19	46:00	.60 "	1.50 "	3.7	0.89	" "	Turb.
5	" 22	65:40	.70 "	2.86 "	1.3	0.51	" "	P. C.
6	" 24	52:00	.94 "	2.68 "	1.7	0.60	" "	Turb.
7	" 27	72:00	.86 "	2.72 "	2.3	0.75	" "	Turb.
8	" 30	62:35	.84 "	2.90 "	1.8	0.48	" "	P. C.
9	Feb. 1	47:15	.84 "	1.68 "	2.5	1.08	" "	Turb.
10	" 3	43:00	.88 "	1.70 "	2.2	0.71	" "	Turb.
31	Mzo. 29	73:30	1.00 "	1.82 "	2.0	0.35	" "	Turb.
32	Abr. 1	83:00	1.02 "	2.05 "	-	0.57	" "	(x)
33	" 6	96:40	1.12 "	2.65 "	1.0	0.28	" "	(x)
34	" 10	100:00	1.06 "	2.26 "	2.0	0.32	" "	Turb.
35	" 14	101:40	.92 "	2.50 "	-	0.46	" "	(xx)
36	" 18	90:15	1.02 "	2.00 "	2.2	0.45	" "	Turb.
37	" 21	62:30	.95 "	2.56 "	2.2	0.37	" "	Turb.
38	" 22	33:50	.60 "	1.80 "	3.2	1.09	" "	Turb.
39	" 24	32:30	.94 "	1.40 "	2.7	1.04	" "	Turb.
40	" 26	34:00	1.00 "	1.95 "	3.5	1.04	" "	Turb.
51	May. 18	38:15	.70 "	2.90 "	.2	0.91	" "	P. C.
52	" 21	44:45	.70 "	2.88 "	.6	0.77	" "	P. C.
53	" 23	44:15	.68 "	2.70 "	.3	0.86	" "	P. C.
54	" 24	35:30	.70 "	2.90 "	.5	0.89	" "	P. C.
55	" 27	42:40	.64 "	2.70 "	.3	0.90	" "	P. C.
56	" 29	46:45	.64 "	2.20 "	.3	0.71	" "	(x)
57	" 31	58:00	.65 "	2.90 "	.6	0.50	" "	P. C.
58	Jun. 3	51:30	.62 "	2.90 "	.4	1.15	" "	P. C.
59	" 7	67:15	.66 "	2.60 "	.4	0.60	" "	P. C.
60	" 9	50:00	.68 "	2.90 "	.4	0.76	" "	P. C.

(x) Lavado antes de tiempo por condiciones de servicio.

(xx) Registros erráticos del Turbidímetro del filtro.

TABLA No. 5 - III

FILTRO No. 2
 (Arena - Antracita)

Jomada No.	Fecha Lavado	Jomada Horas	Pérdida Inicial	Pérdida Final	Turbiedad Final	% Agua Lavado	Rata de Filtración M ³ /M ² /día(gpm/pie ²)	Lavado por
1	Ene. 11	91:30	.36 mts	1.90 mts	2.6 UJ	0.48	360 (6.0)	Turb.
2	" 14	75:40	.40	2.24	2.6	0.58	420 (7.0)	Turb.
3	" 17	64:25	.56	2.64	3.7	0.48	480 (8.0)	Turb.
4	" 19	41:05	.54	1.54	3.5	0.84	480 (8.0)	Turb.
5	" 21	46:00	.98	1.82	2.5	0.80	420 (7.0)	Turb.
6	" 26	63:30	.52	2.52	2.0	0.40	480 (8.0)	Turb.
7	" 28	46:00	.98	1.82	2.1	0.56	" "	Turb.
8	" 30	44:10	.66	2.20	-	0.55	" "	(xx)
9	Feb. 1	40:15	.64	1.30	3.2	0.74	" "	Turb.
10	" 3	48:30	.60	1.55	2.3	0.62	" "	Turb.
11	" 6	74:45	.64	2.20	2.5	0.39	" "	Turb.
12	" 9	58:15	.56	1.80	2.5	0.45	" "	Turb.
13	" 12	65:45	.62	2.50	.5	0.50	" "	(x)
14	" 15	63:20	.60	2.58	3.6	0.49	" "	Turb.
15	" 17	43:20	.60	1.62	2.9	0.63	" "	Turb.
16	" 19	45:15	.60	1.85	3.2	0.78	" "	Turb.
17	" 21	32:30	-	1.32	3.4	1.00	" "	Turb.
18	" 23	37:45	.80	1.55	2.2	0.80	" "	Turb.
19	" 25	34:40	.64	1.50	3.0	0.86	" "	Turb.
20	" 28	65:20	.90	1.55	3.5	0.57	" "	Turb.
51	May. 21	42:05	.65	2.82	2.0	0.74	" "	Turb.
52	" 23	46:00	.65	2.80	0.3	0.66	" "	P. C.
53	" 24	38:00	.60	2.90	1.0	0.90	" "	P. C.
54	" 27	42:40	.62	2.60	0.2	0.87	" "	(x)
55	" 29	47:45	.64	2.10	0.2	0.73	" "	(x)
56	" 31	47:35	.60	2.90	1.0	0.72	" "	P. C.
57	Jun. 3	50:05	.72	2.85	.7	1.27	" "	P. C.
58	" 5	48:20	.64	1.94	.7	0.64	" "	P. C.
59	" 8	47:35	.70	2.84	2.7	0.79	" "	Turb.
60	" 10	45:40	.74	2.90	1.0	0.81	" "	P. C.

(xx) Registro errático del Turbidímetro

(x) Lavado antes de tiempo por condiciones de Servicio.

TABLA No. 6 - III

FILTRO No. 12
(Solamente Arena)

Todas las Jornadas con: Rata de Filtración = $240 \text{ M}^3/\text{M}^2/\text{D.} = 4 \text{ gpm}/\text{pie}^2$ (equivale a $35.000 \text{ M}^3/\text{D.}$)

Jornada No.	Fecha Lavado	Jornada Horas	Pérdida Inicial	Pérdida Final	Turbiedad Final	% Agua De lavado
61	May. 23	32:50	.60 mts	2.90 mts	0.6 UJ	1.24
62	" 24	15:30	1.00	2.90	0.1	3.92
63	" 26	21:00	.66	2.70	-	2.25
64	" 27	27:15	.64	2.20	0.1	1.87
65	" 29	27:45	.60	2.06	0.1	1.73
66	" 30	30:45	.40	2.90	0.6	1.46
67	Jun. 1	26:00	.60	2.80	0.8	2.23
68	" 3	41:00	.60	2.90	0.2	1.53
69	" 7	46:30	.60	2.90	0.1	1.16
70	" 8	31:45	.62	2.90	0.1	1.42
71	" 10	36:00	.60	2.90	0.2	1.69
72	" 15	57:15	.60	2.90	0.1	1.22
73	" 17	36:00	.60	3.10	0.3	1.94
74	" 20	45:40	.54	2.90	0.1	1.48

Este Filtro se está lavando por pérdida de carga.

Primeras estadísticas y comentarios.

1. De las primeras 58 jornadas del filtro No. 15 a una rata de $480 \text{ M}^3/\text{M}^2/\text{día}$ ($8 \text{ gpm}/\text{pie}^2$), 18 de ellas o sea el 31% han tenido una duración de más de 60 horas; 25 han tenido una duración entre 40 y 60 horas las cuales representan el 43% de esas jornadas; 13 de ellas han resultado entre 30 y 40 horas o sea el 22% y con menos de 30 horas solamente han ocurrido dos jornadas.

El filtro No. 2 tiene 32 de las 58 primeras jornadas comprendidas entre 40 y 70 horas; diez de estas jornadas tienen más de 70 horas y las 16 restantes están comprendidas entre 32 y 40 horas.

El filtro de arena No. 12 con $240 \text{ M}^3/\text{M}^2/\text{día}$ ($4 \text{ gpm}/\text{pie}^2$) tiene un promedio, para sus últimas 15 jornadas, de 34 horas; con una mínima de 15:30 horas y una máxima de 57 horas.

2. El porcentaje de agua de lavado en los filtros de lecho mezclado ha sido hasta ahora menor del 1%, con un gasto por jornada de 1.100 M^3 en promedio. El tiempo de lavado está oscilado entre 9 y 12 minutos para el ascensional y 8 a 10 minutos para el superficial. El primero se ha venido haciendo a una velocidad comprendida entre 60 y 80 cm/min. (15 y $20 \text{ gpm}/\text{pie}^2$) y el segundo a un caudal constante de $0.46 \text{ M}^3/\text{sg}$.

3. Los filtros de arena—antracita han venido trabajando eficientemente con afluentes clarificados de menos de 5 UJ., para producir agua filtrada por debajo de 2 UJ.

Cuando en el agua clarificada se han presentado picos de corta duración hasta por un valor de 10 UJ., han ocurrido elevaciones por encima de 2 UJ. pero con recuperación rápida del efluente.

4. Algunas jornadas como las comprendidas entre el 20 de mayo y el 10 de junio, estuvieron limitadas en ambos filtros por la pérdida de carga y no por la turbiedad la cual tuvo valores finales por debajo de 1.0 UJ. Creemos que el floc que llegó a los filtros por esta época fue demasiado grande y consistente quedando retenido en las primeras capas del lecho. Sobre este aspecto no adelantamos más comentarios hasta no haberlo investigado desde otros puntos de vista.
5. La eficiencia en la reducción de color es del 50% de tal manera que para obtener un agua filtrada con menos de 10 UJ. el afluente debe tener menos de 20 UJ. Con esta misma eficiencia en la reducción de color han venido trabajando los filtros de arena.
6. La retención de bacterias en los lechos de arena es ligeramente más eficiente que lo que han demostrado hasta ahora los filtros de lecho mezclado.

En los conteos diarios de colonias de bacterias por C. C. en Agar a 37°C la reducción para los filtros de arena ha sido del 55% en tanto que los lechos mezclados lo han hecho con una eficiencia promedio del 48%. Los anteriores datos provienen del record diario del mes de abril sobre 20 muestras tomadas del filtro de lecho mezclado No. 15 y uno de los de arena.

Para una información completa se transcribe a continuación el número de colonias promedio por C. C. en Agar a 37°C tomada del informe mensual de abril en el proceso de tratamiento:

Agua Cruda de la Dársena	700
Agua Cruda Canal Afluente	560
Agua Clarificada	22
Agua Filtrada	13
Agua Esterilizada	0

7. En las pruebas efectuadas hasta ahora en los lavados no se han registrado expansiones del lecho por encima del 50%, aun para las máximas ratas de lavado ascensionales obtenibles en la instalación de filtros.

En un principio tuvimos problemas con el sistema de lavado superficial el cual permitía, durante el proceso de lavado, aire a presión el cual arrastraba partículas de antracita hacia las canaletas de lavado. Para evitar este inconveniente ha sido necesario introducir algunas variantes en el sistema de lavado mientras se cambian algunas válvulas que permiten la entrada de aire.

8. Los nuevos lechos mezclados han demostrado habilidad para remover hasta el 60% del hierro soluble.

Conclusiones.

1. Con las jornadas corridas hasta ahora en los 5 filtros de lecho mezclado trabajando a una rata de $480 \text{ M}^3/\text{M}^2/\text{día}$ hemos obtenido agua de buena calidad, con remoción bacteriana efectiva y tiempos de jornada razonables como para estar seguros de afrontar eficientemente las futuras demandas.

Una vez entre a funcionar el nuevo equipo de alarma y registro al instante de turbiedad podremos operar mejor los filtros, evitando el paso de efluente con turbiedad superior a 2 UJ.

2. Estamos seguros de que las economías hechas con el nuevo sistema compensan sobradamente cualquier pequeño aumento en el costo del tratamiento para obtener agua clarificada con una turbiedad promedio de 5 UJ. y color inferior a 20 U. C. De todos modos la utilización de medios mezclados arena—antracita dan por resultado considerables ahorros en comparación con los diseños convencionales.

3. El control a la calidad de la antracita en lo que respecta a dureza, granulometría y estabilidad química debe revestir especial cuidado, pues la duración del lecho depende en gran parte de estos factores.

La Empresa de Acueducto y Alcantarillado de Bogotá, aspira poder aportar en un futuro no lejano experiencias más concluyentes en la utilización de medios mezclados de arena—antracita para beneficio común de aquellas ciudades amigas que estén afrontando hoy en día problemas similares a los de Bogotá.

FIGURA III-12

EVALUACION DEL TRABAJO DEL FILTRO
 Filtro No. 15 Jornada No. 1 % Agua lavado 0.38

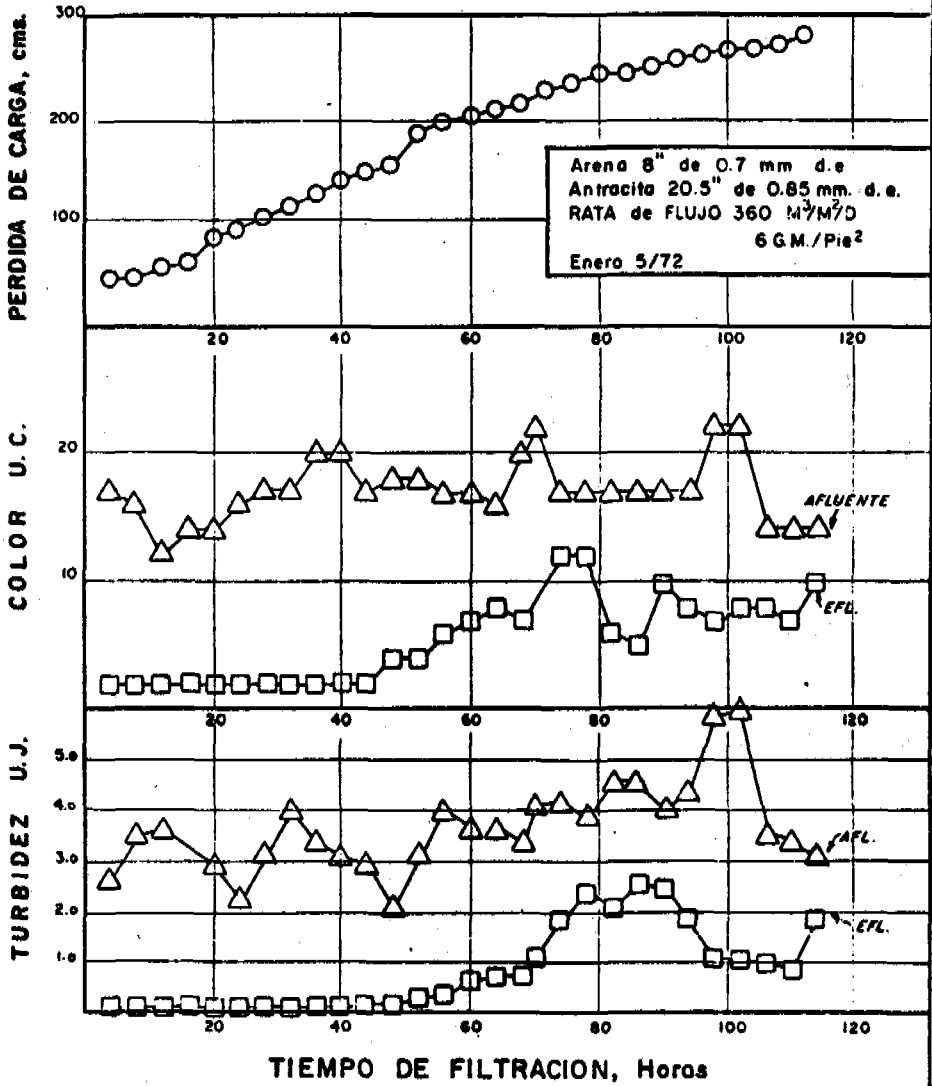


FIGURA III-13

EVALUACION DEL TRABAJO DEL FILTRO

Filtro No. 15 Jornada No. 2 % Agua lavado 0.44

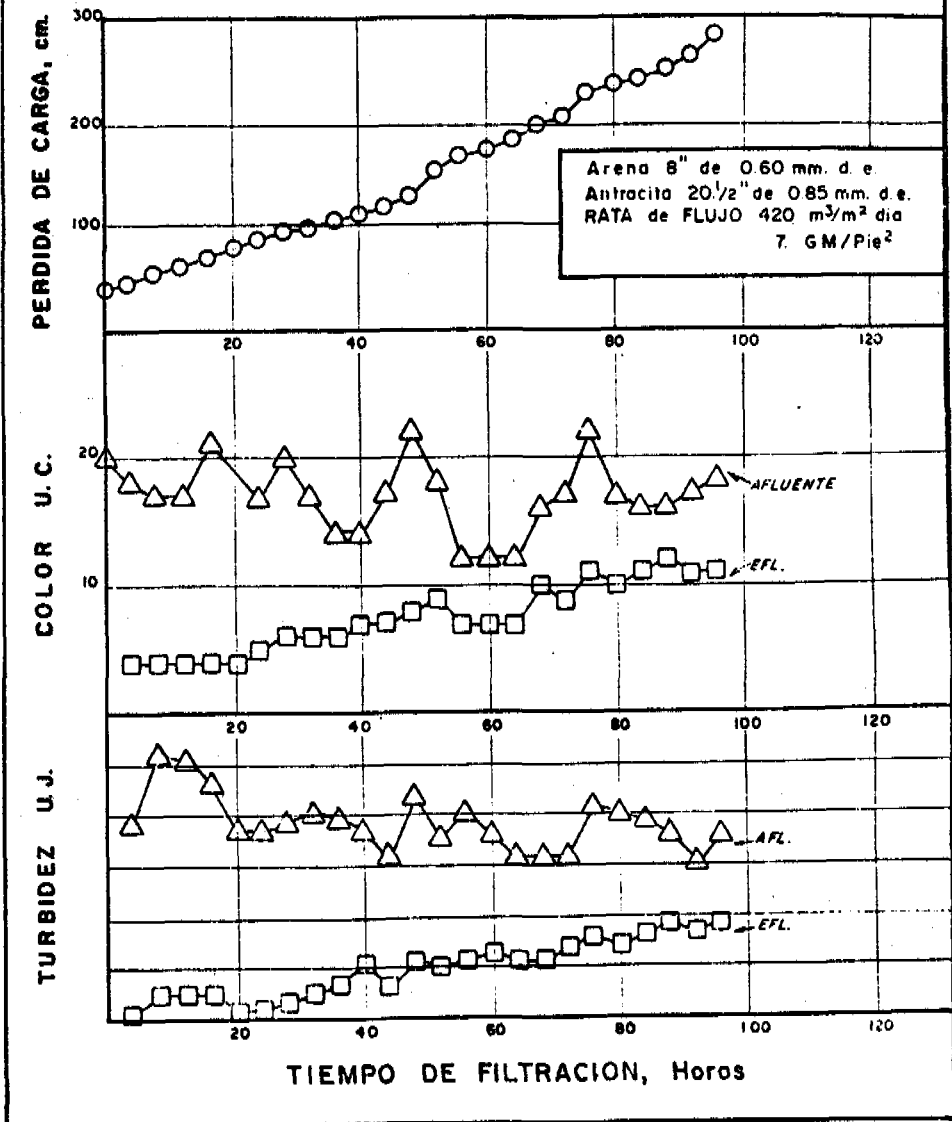


FIGURA III-14

EVALUACION DEL TRABAJO DEL FILTRO

Filtro No. 15 Jornada No. 3 % Agua lavado 0.48

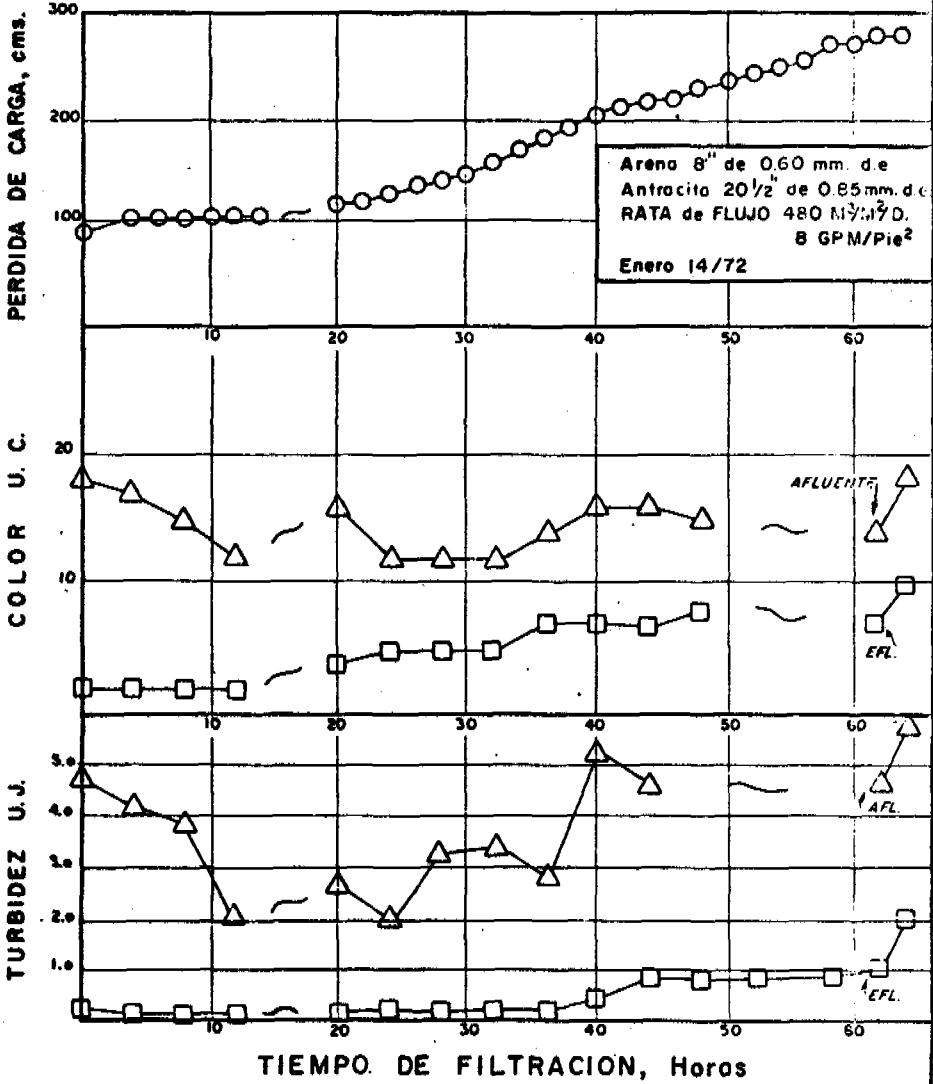


FIGURA III-15

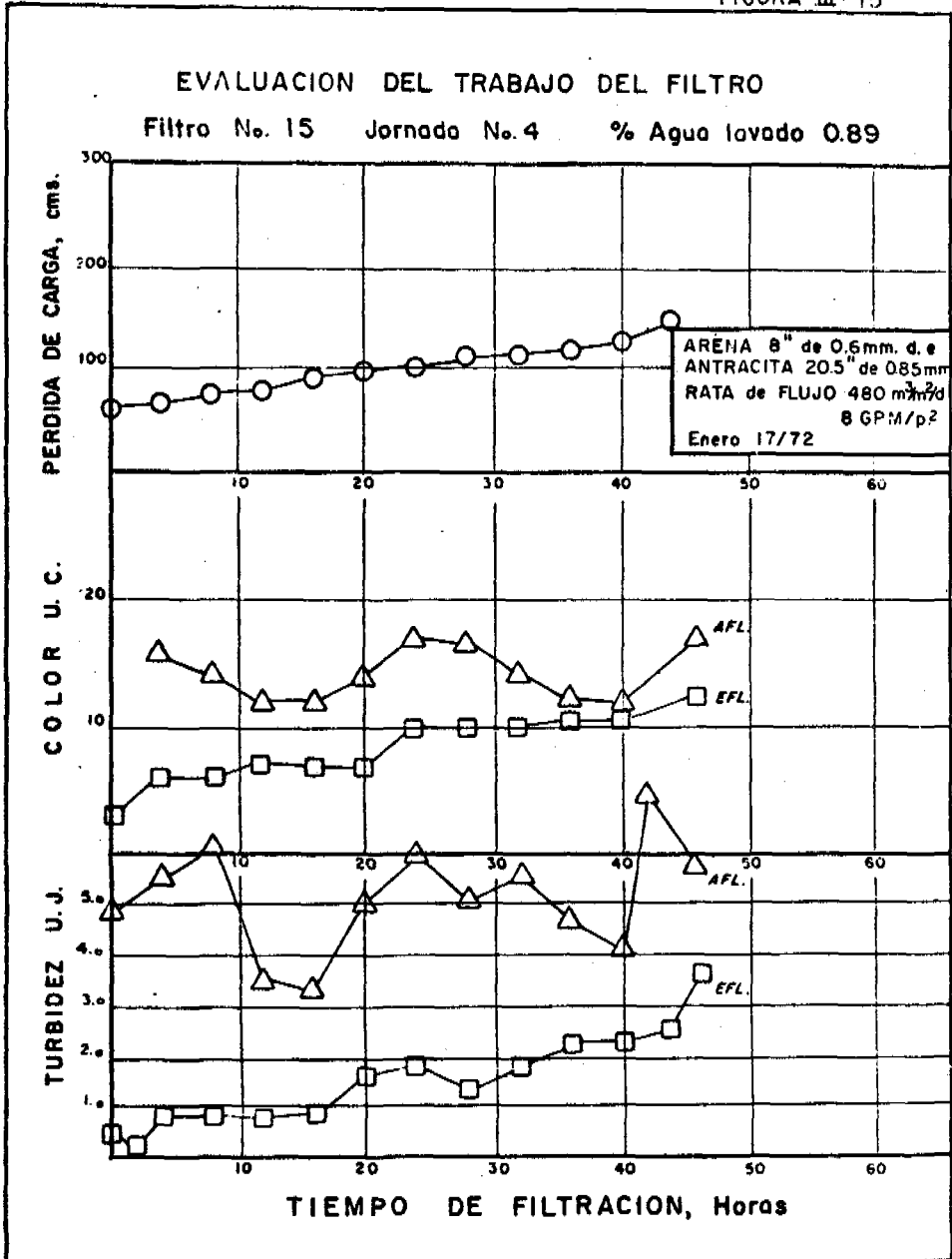


FIGURA III-16

EVALUACION DEL TRABAJO DEL FILTRO

Filtro No. 15 Jornada No. 5 % Agua lavado 0.51

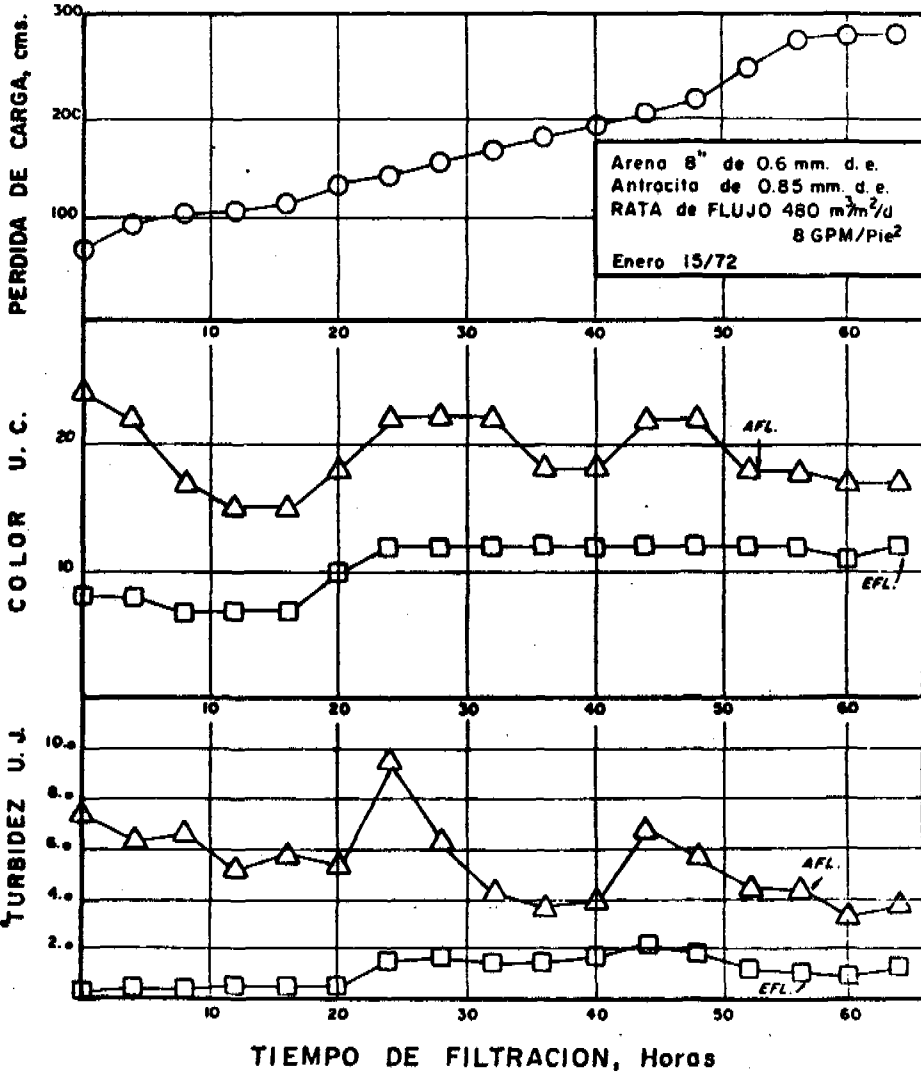


FIGURA III-17

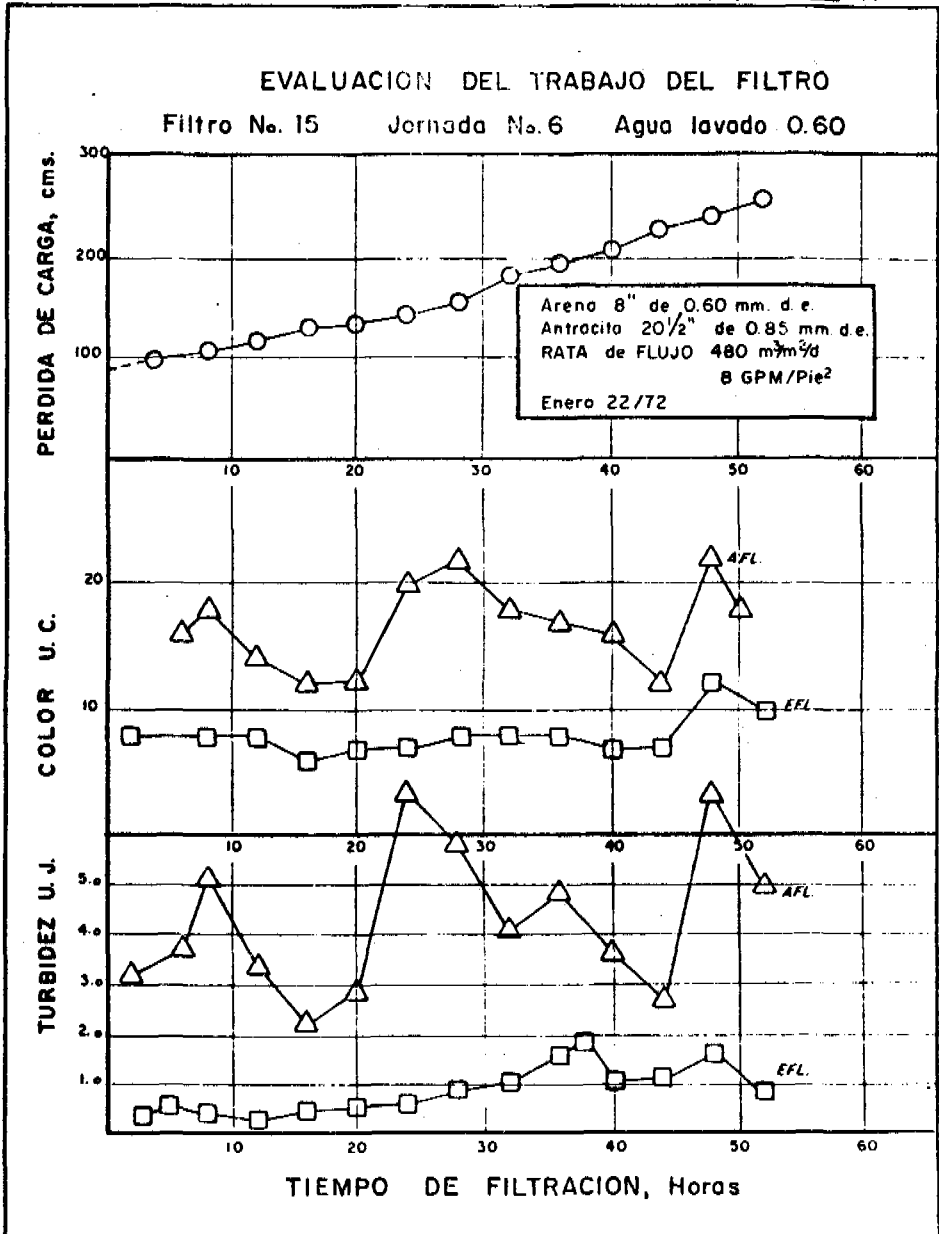


FIGURA III-18

EVALUACION DEL TRABAJO DEL FILTRO

Filtro No. 15

Jornada No. 7

% Agua lavado 0.75

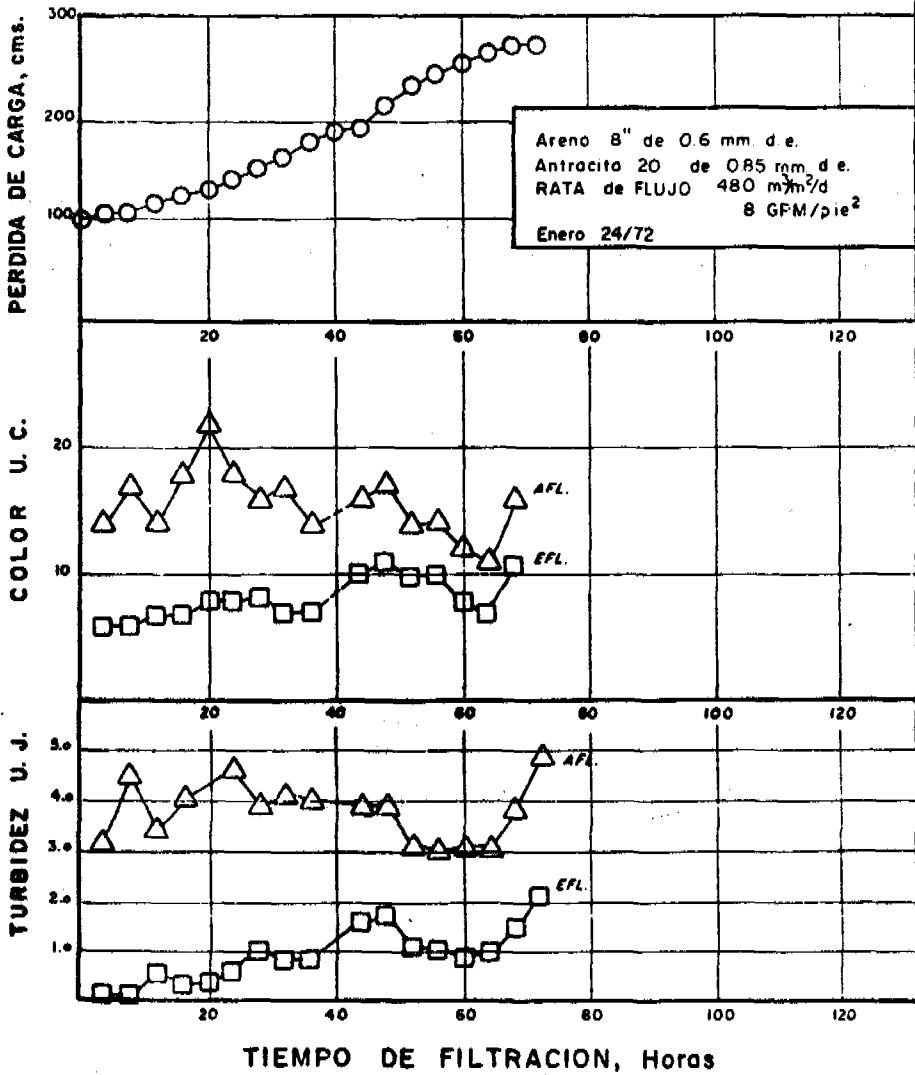


FIGURA III-19

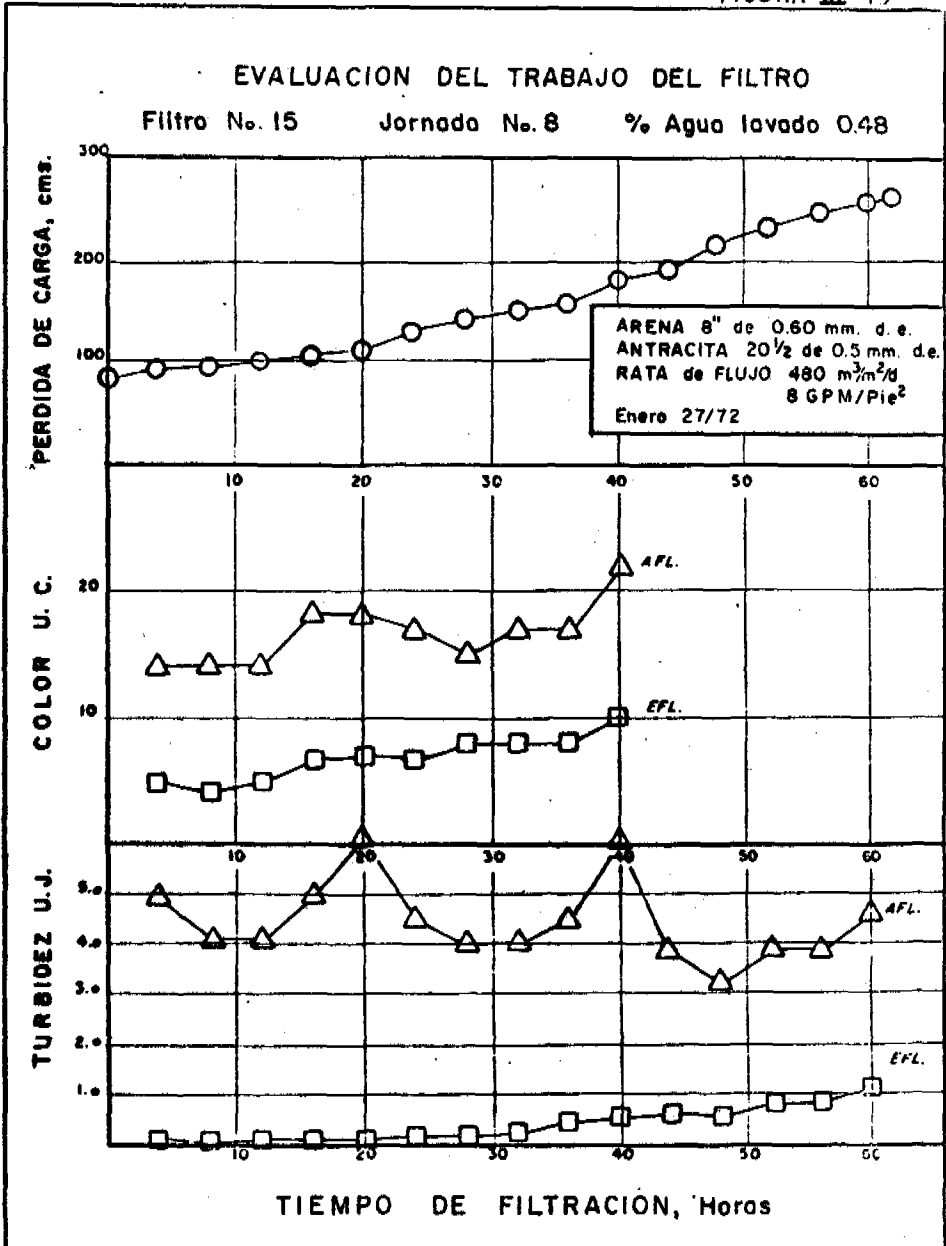


FIGURA III-20

EVALUACION DEL TRABAJO DEL FILTRO

Filtro No. 15 Jornada No. 9 % Agua lavado 1.08

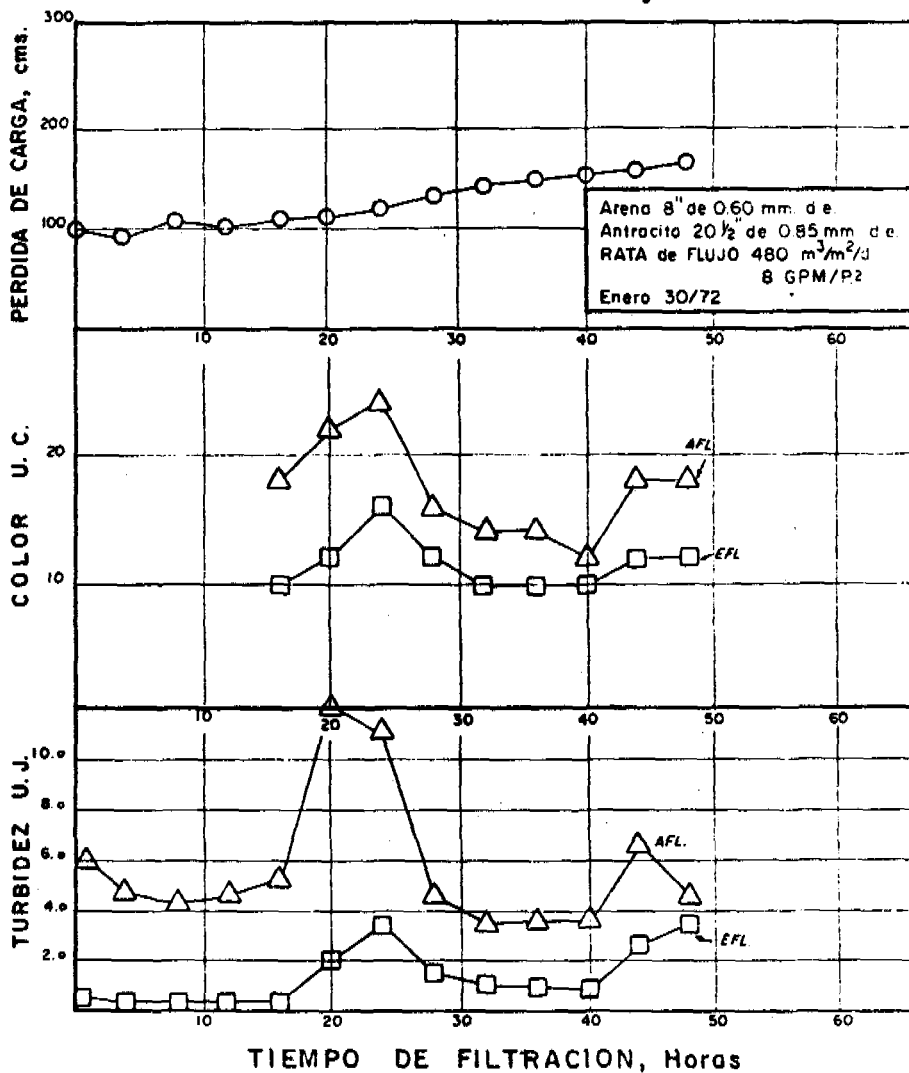


FIGURA III-21

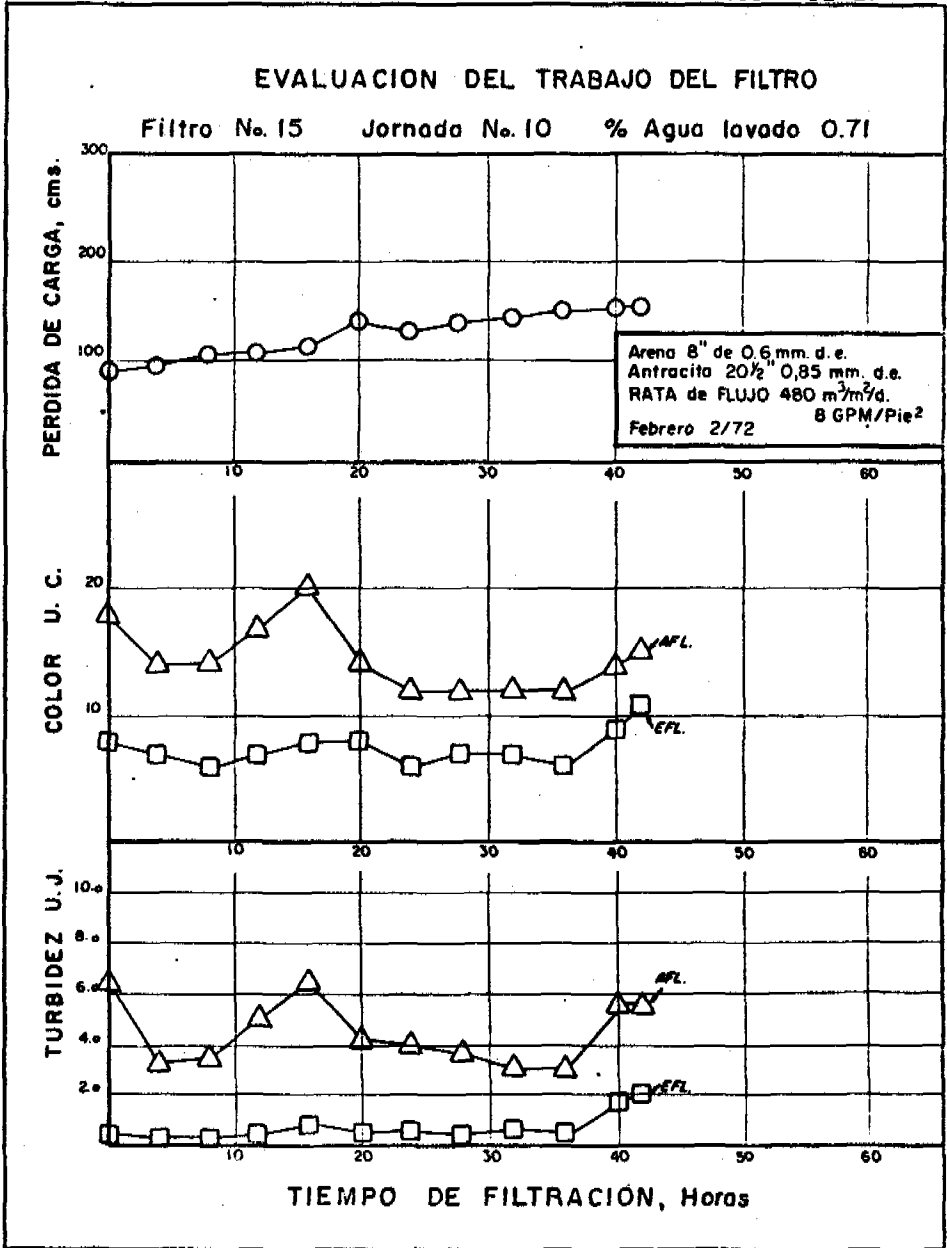


FIGURA 77-24

EVALUACION DEL TRABAJO DEL FILTRO
 Filtro No. 15 Jornada No. 32 % Agua lavado 0.57

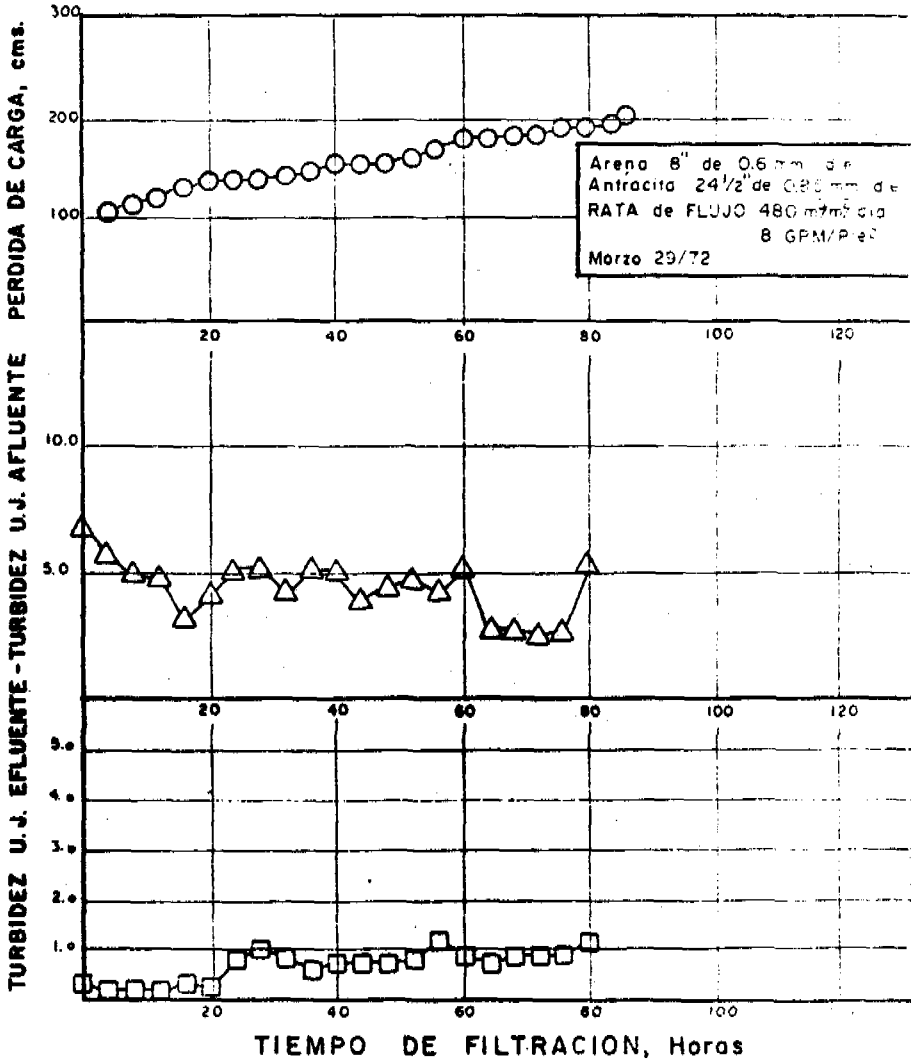


FIGURA III-23

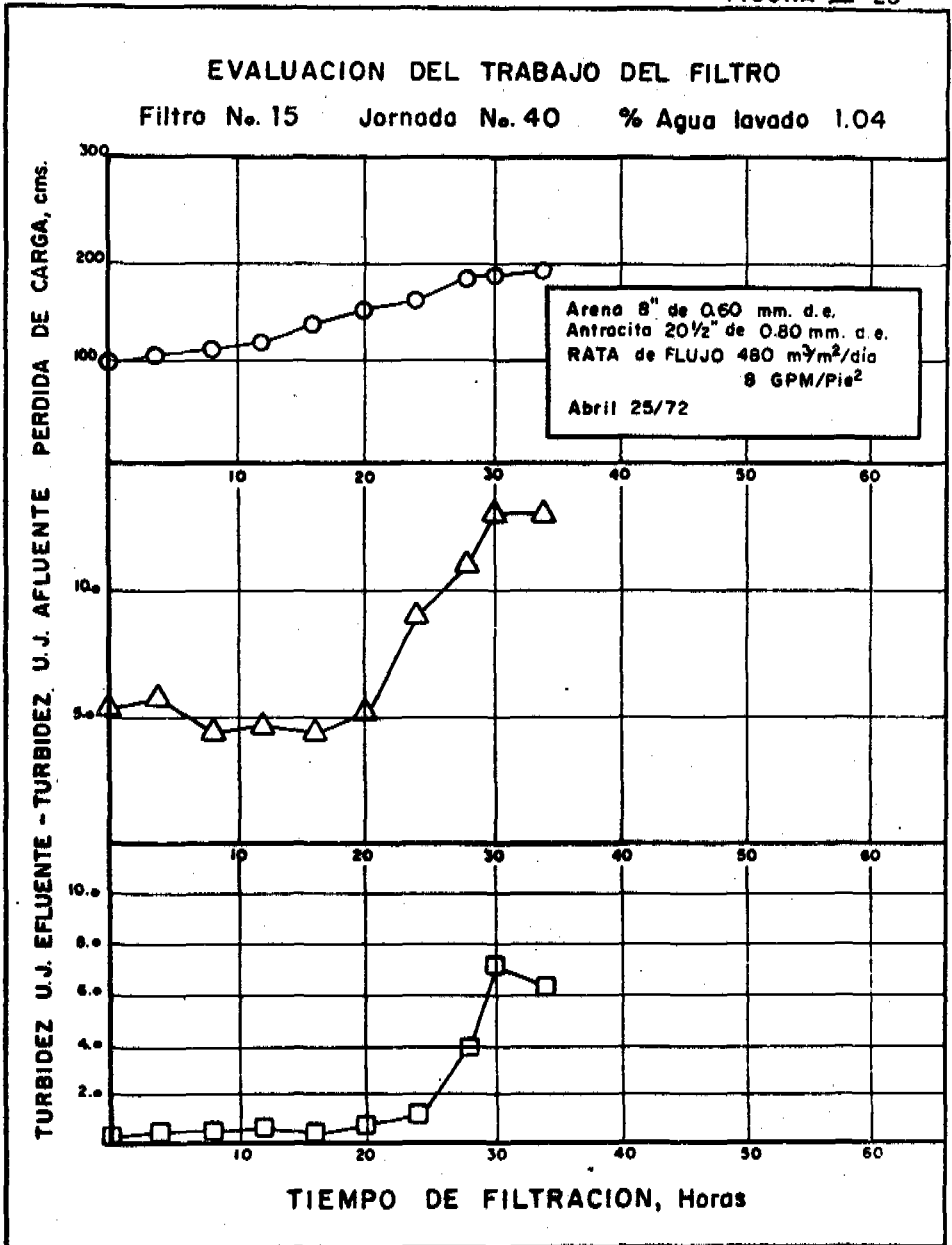


FIGURA III-24

EVALUACION DEL TRABAJO DEL FILTRO

Filtro No. 15 Jornada No. 41 % Agua lavado 0.62

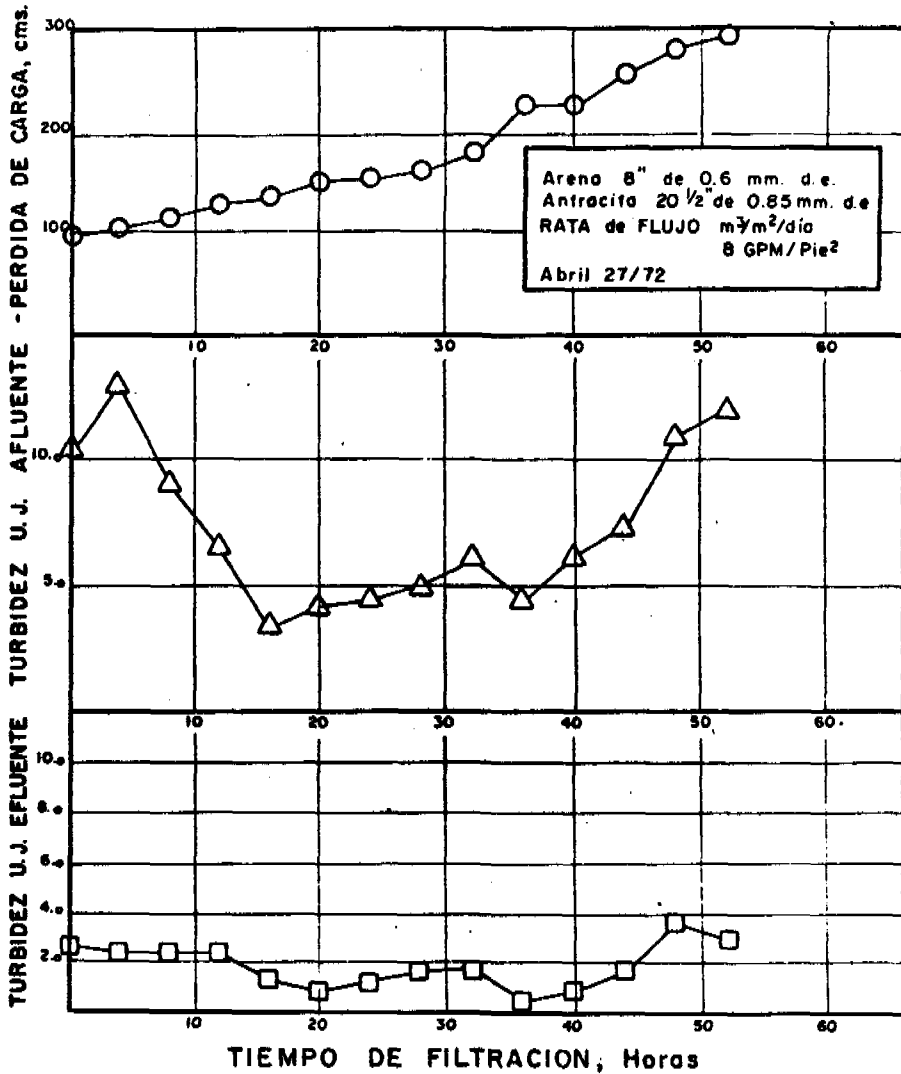


FIGURA III-25

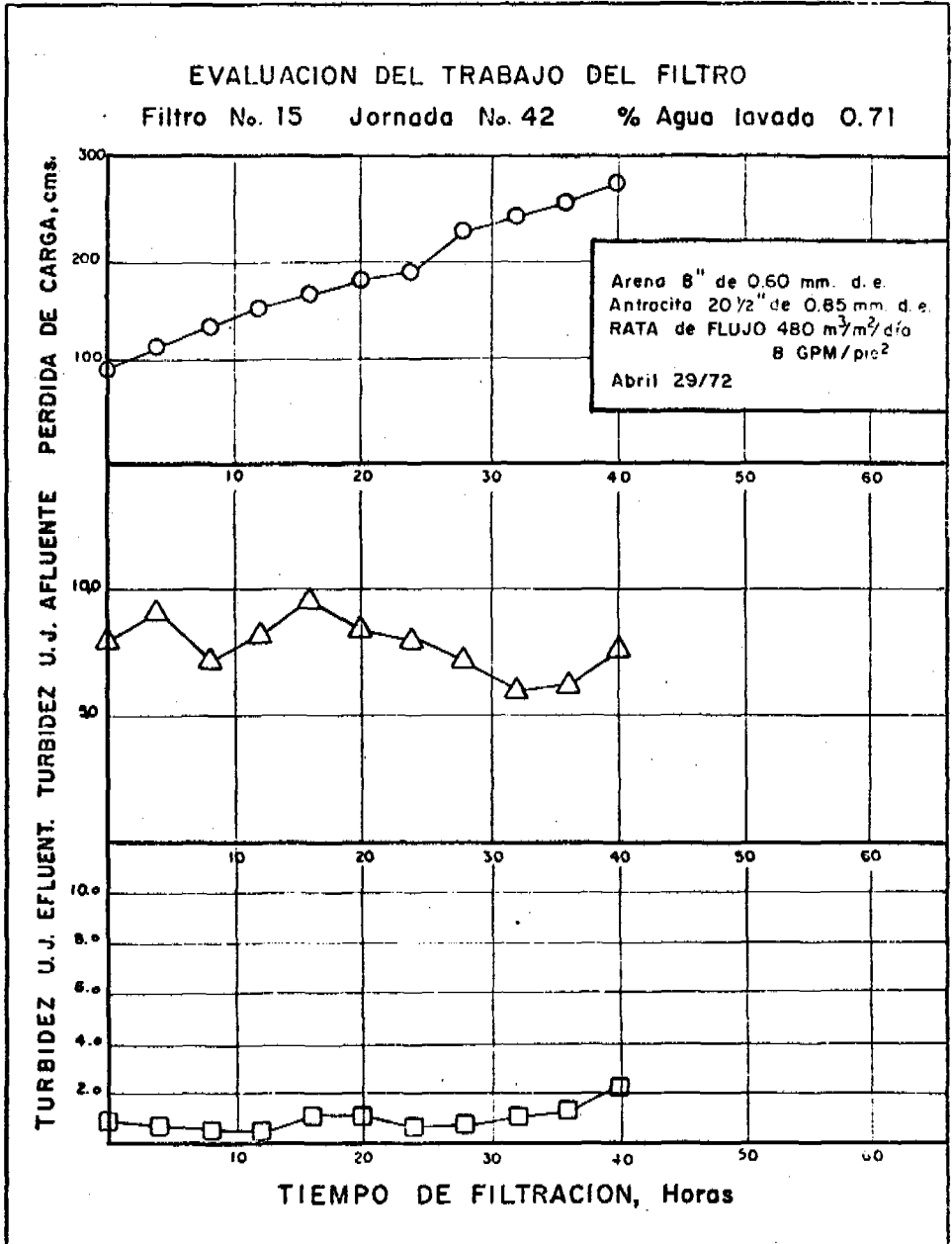


FIGURA 31-26

EVALUACION DEL TRABAJO DEL FILTRO
 Filtro N°15 Jornada N°43 % Agua lavado 0.79

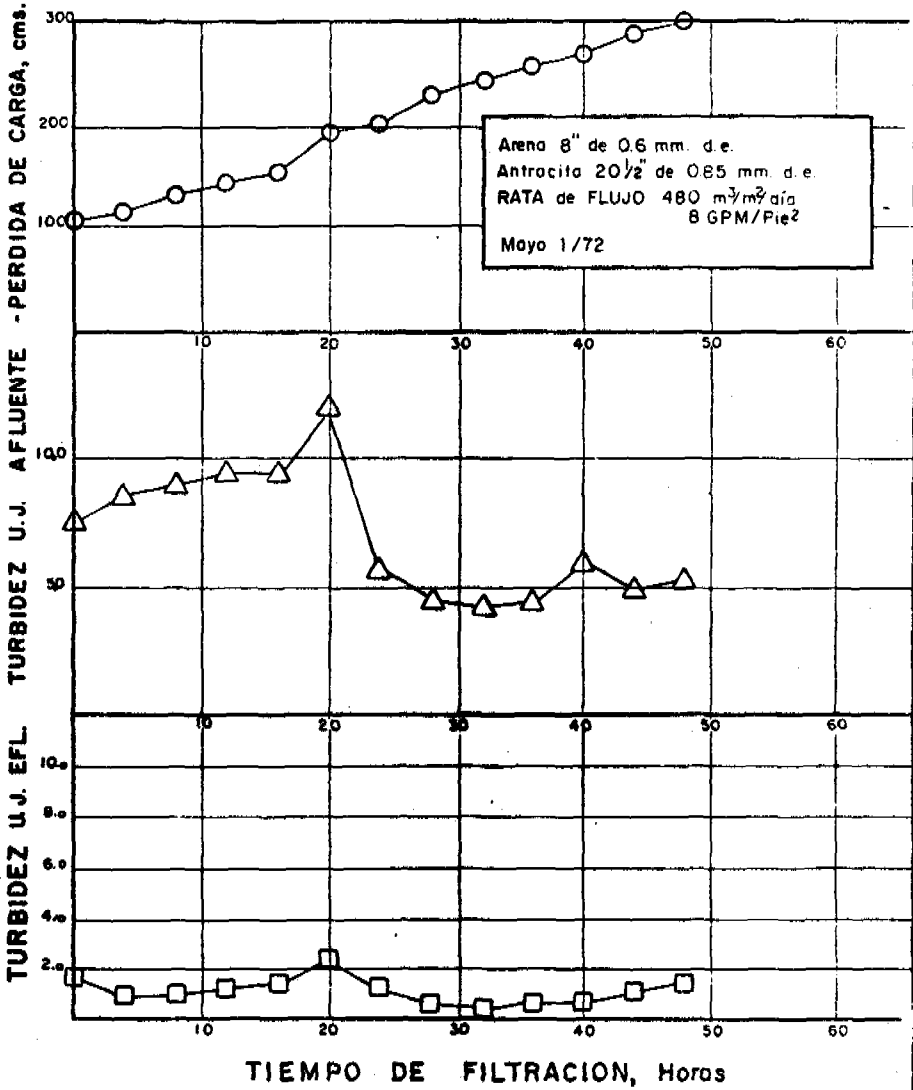


FIGURA III-27

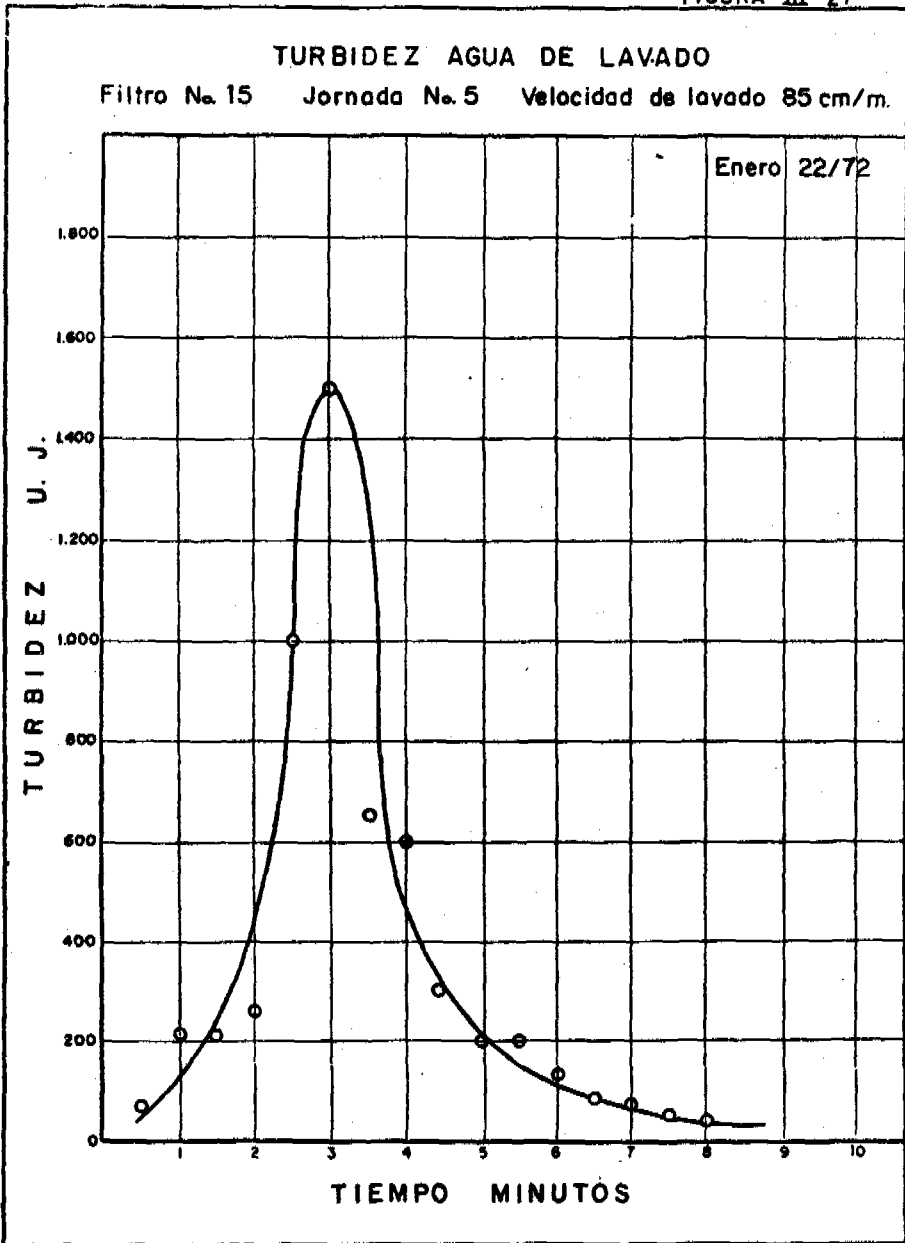
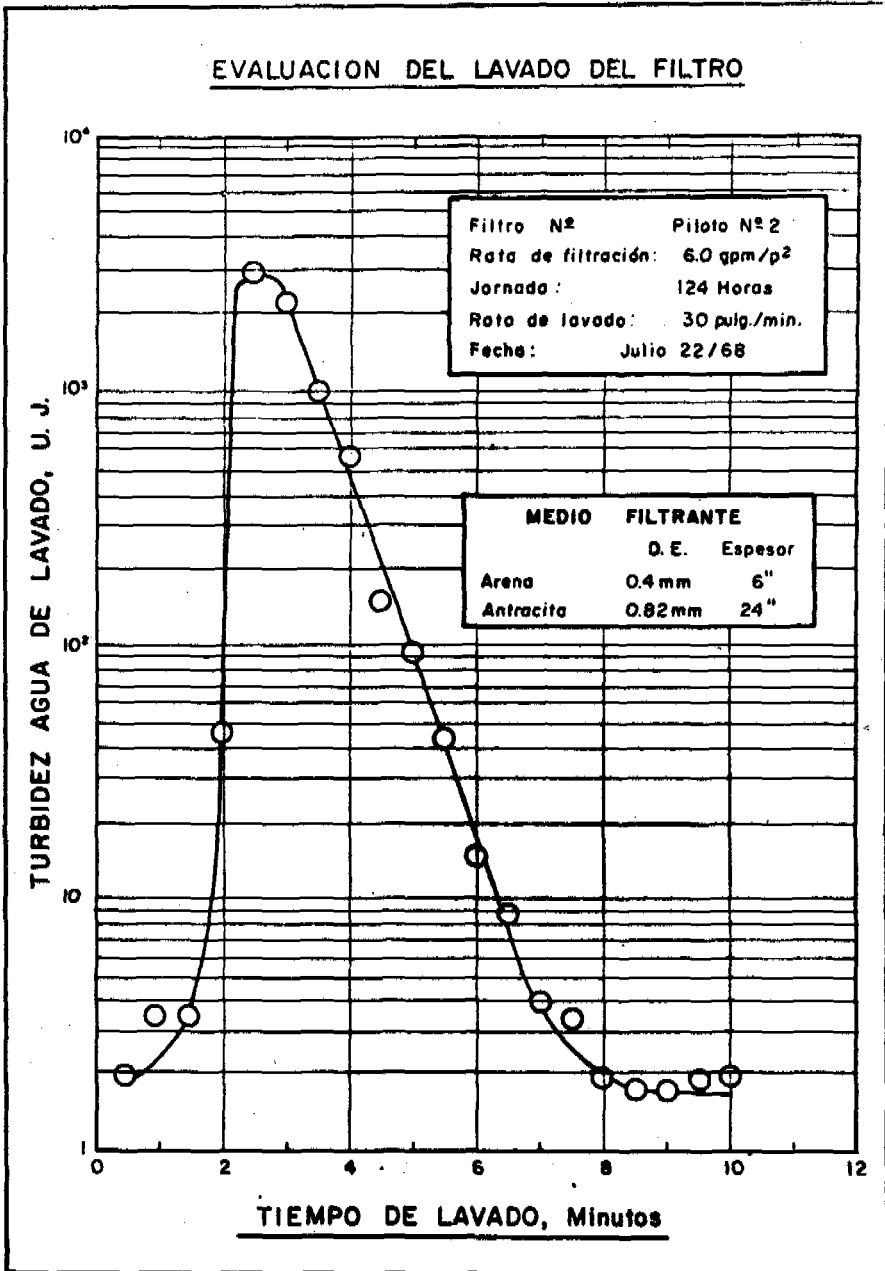


FIGURA 27A-III



EVALUACION DEL LAVADO DEL FILTRO

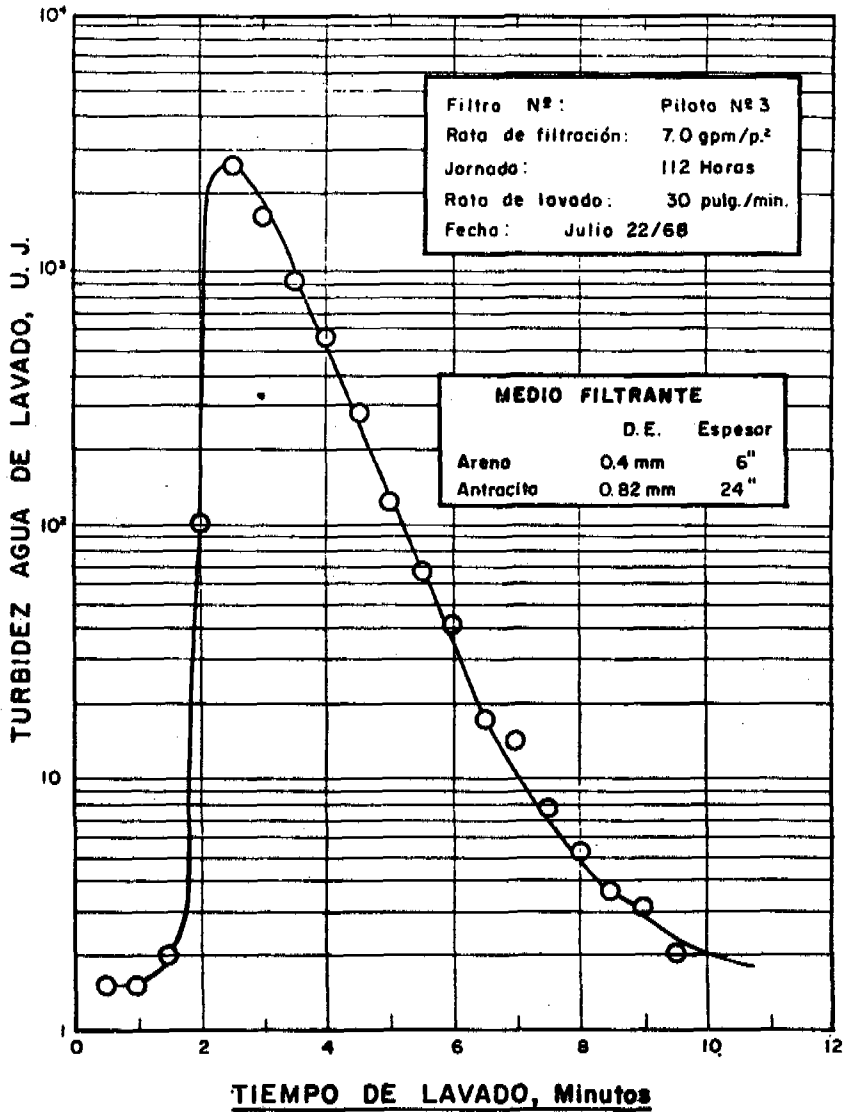


FIGURA III-28

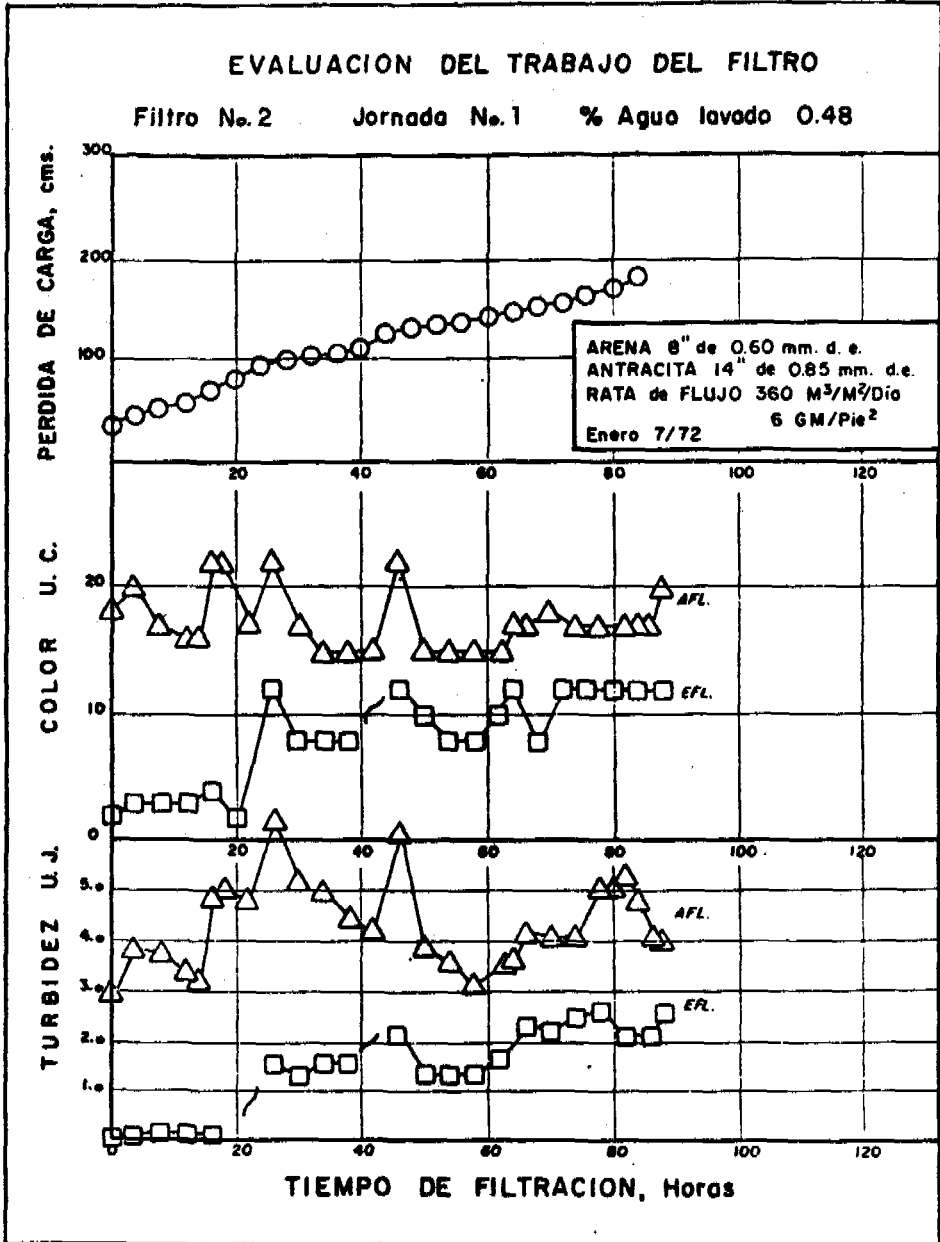


FIGURA III-29

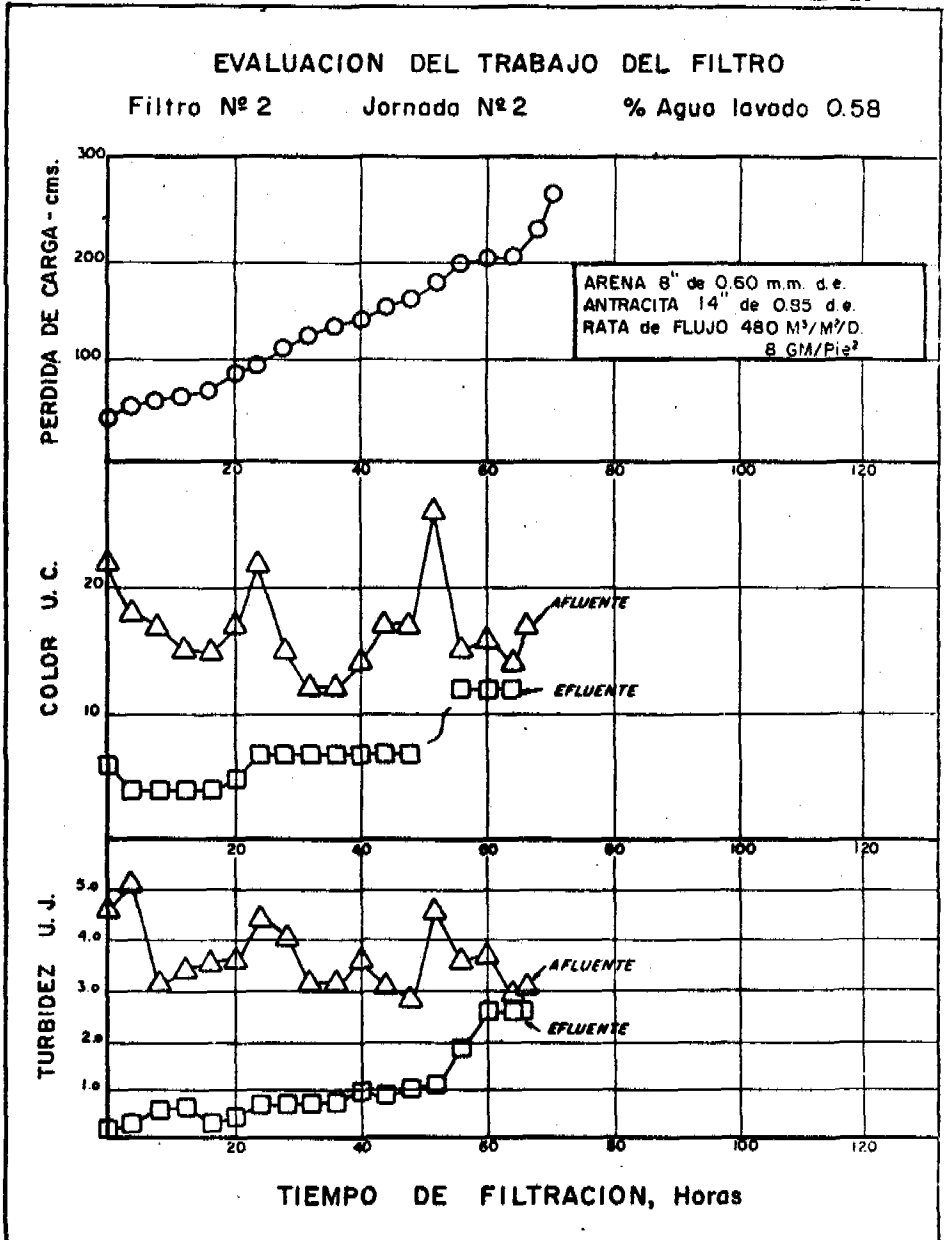


FIGURA III - 30

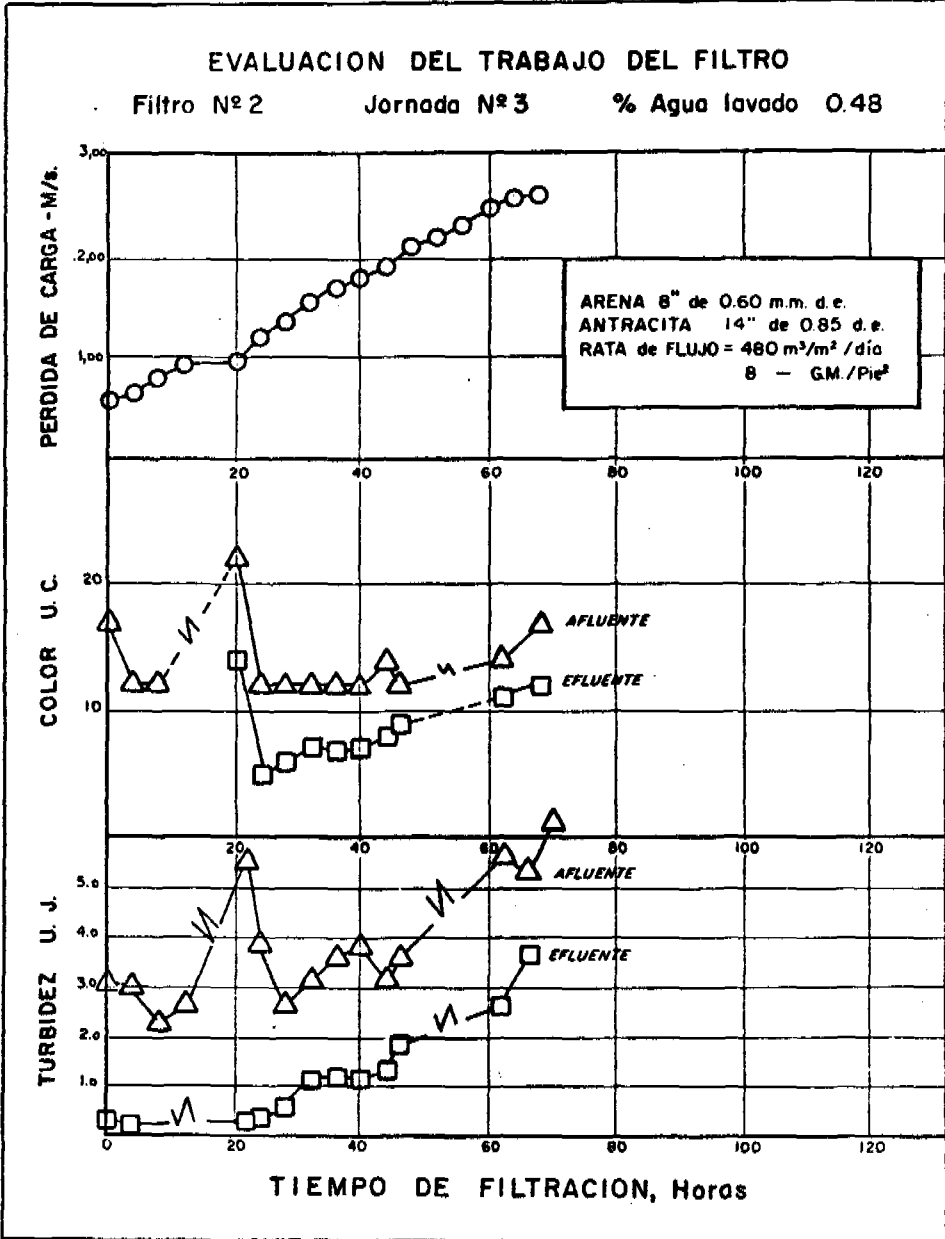


FIGURA III-31

EVALUACION DEL TRABAJO DEL FILTRO

Filtro N° 2

Jornada N° 4

% Agua lavado 0.84

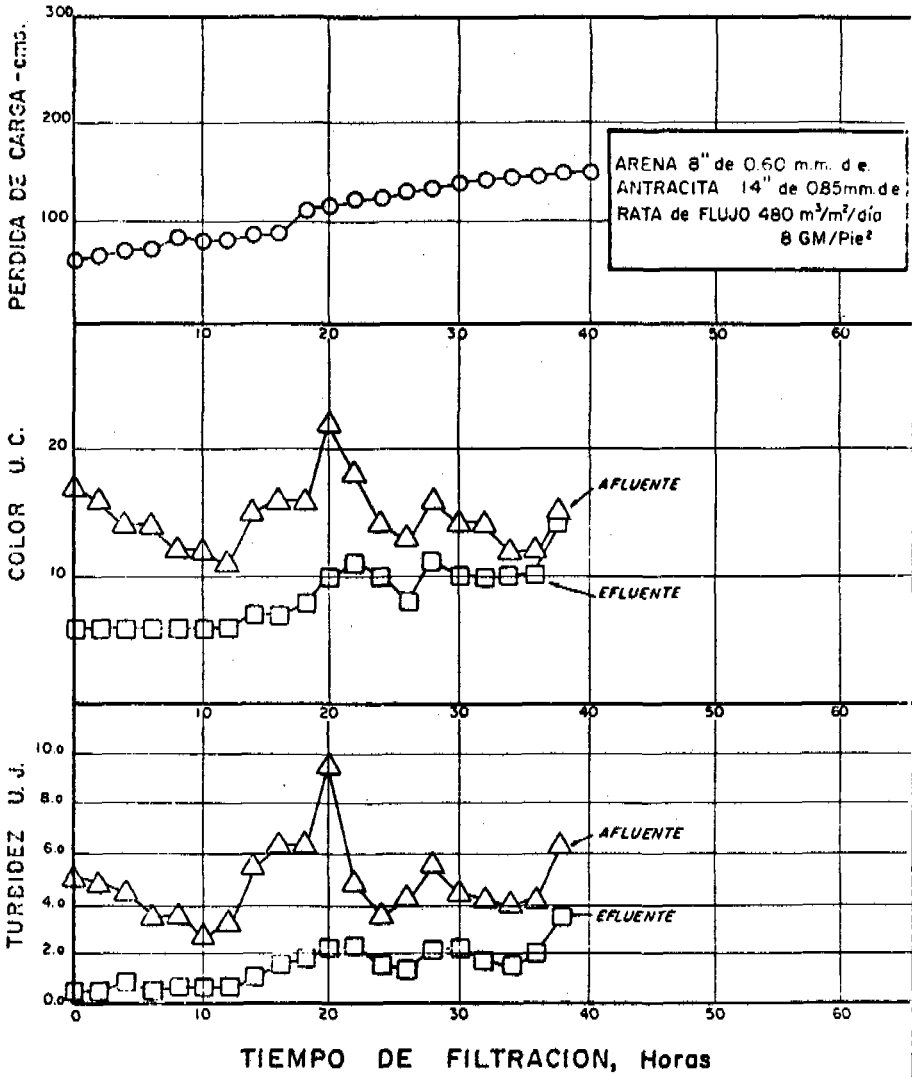


FIGURA III-32

EVALUACION DEL TRABAJO DEL FILTRO

Filtro Nº 2

Jornada Nº 5

% Agua lavado 0.80

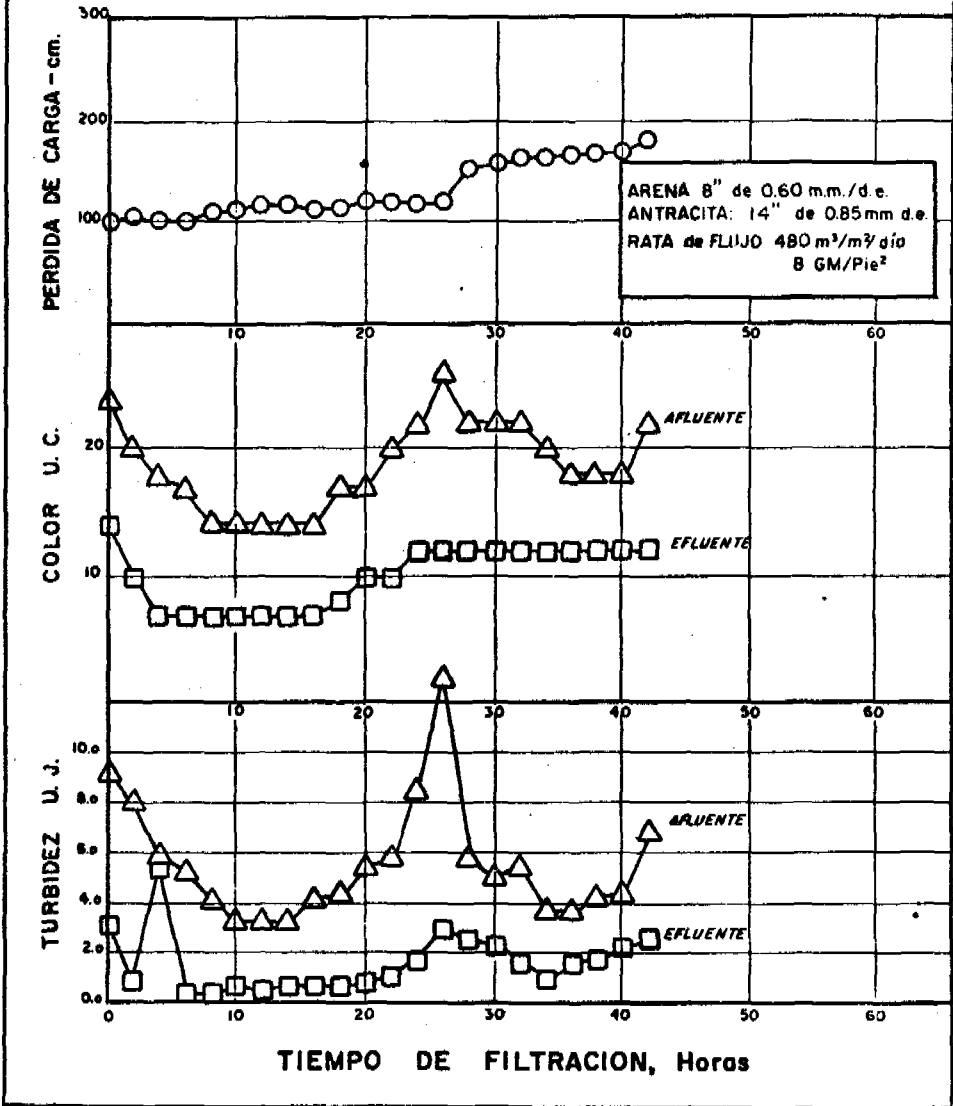


FIGURA III-33

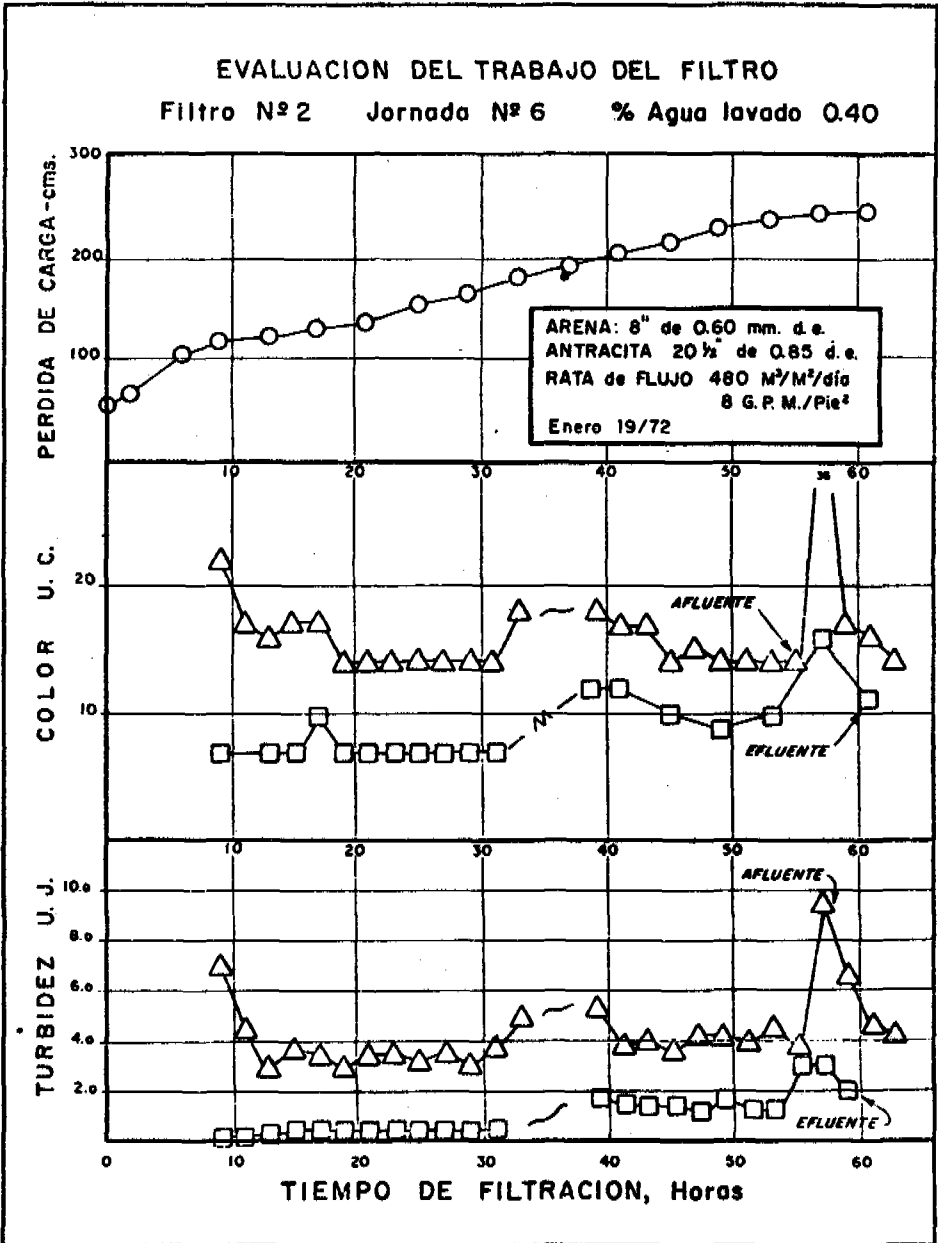


FIGURA III - 34

EVALUACION DEL TRABAJO DEL FILTRO

Filtro Nº 2 Jornada Nº 7 % Agua lavado 0.56

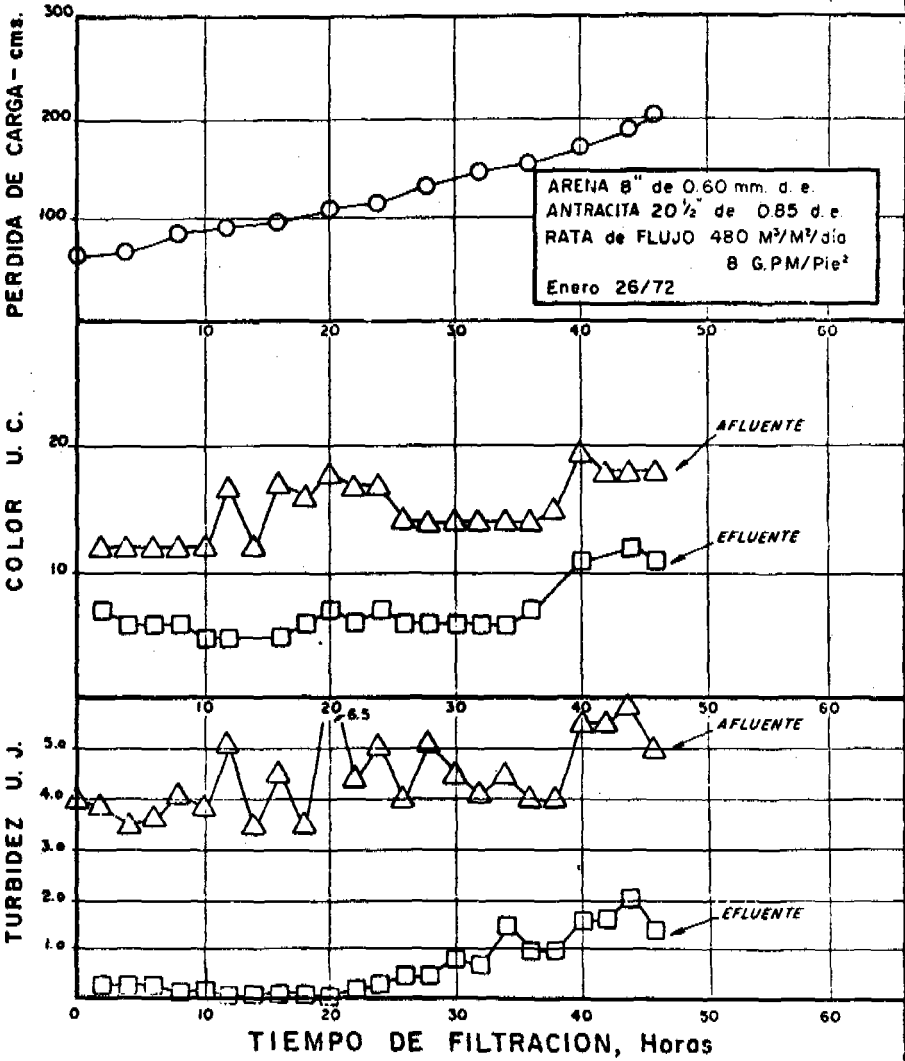
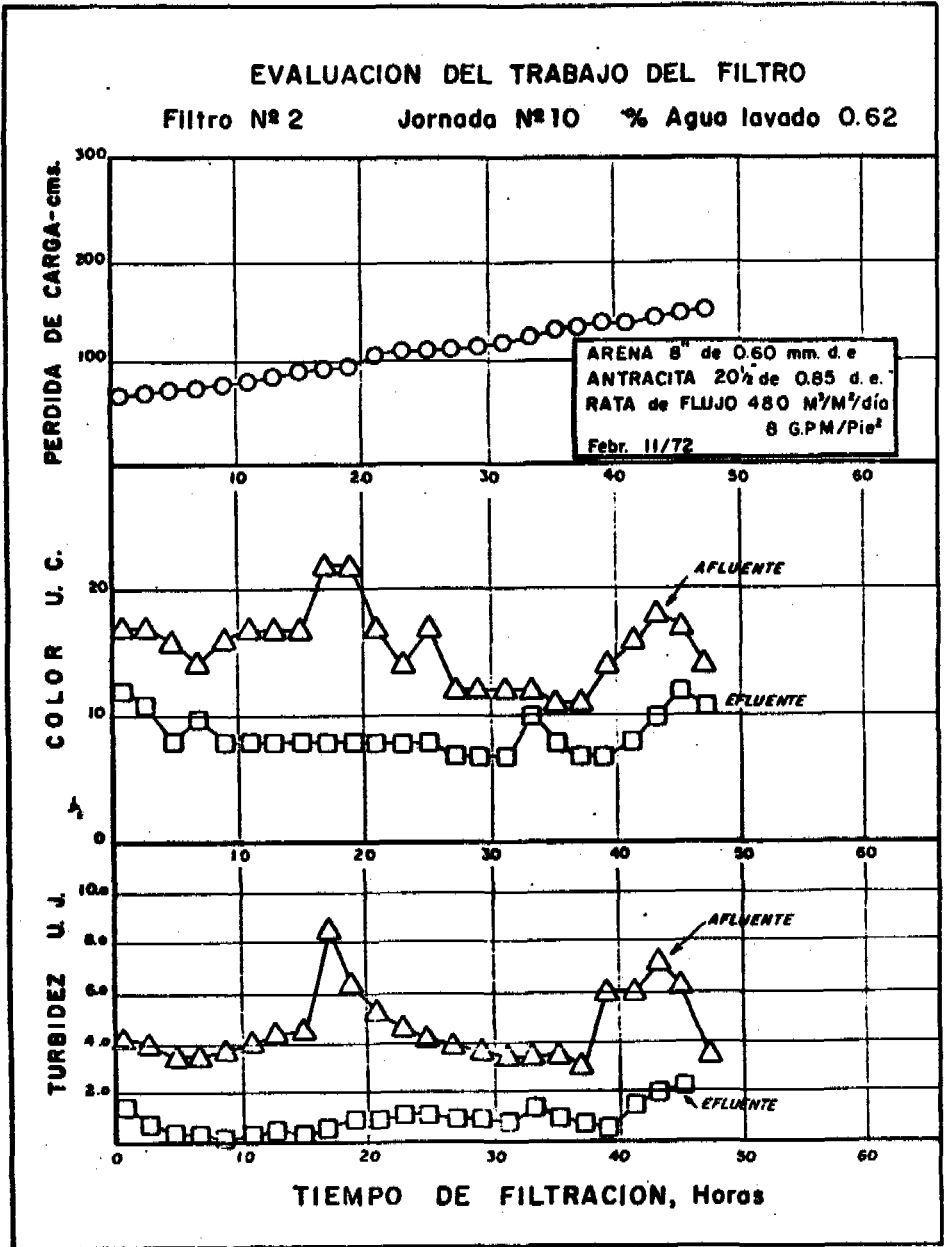


FIGURA III-35



EXPERIENCIAS CON FILTROS DE FLUJO ASCENDENTE

Derek G. Miller

Ingeniero Químico Jefe
Asociación de Investigación sobre el Agua
Medmenham, Marlow, Inglaterra

1. INTRODUCCION

El concepto de filtración de flujo ascendente no es nuevo. Se tienen referencias de que existió una planta en el siglo XVII. En Inglaterra y Francia se usaron unidades en el siglo XVIII (1). La Compañía Candy Filter sacó una patente de este tipo de filtro en 1918 (2). Más tarde los holandeses desarrollaron y aplicaron su filtro "Inmedium" (3), el que ha sido usado en una gran variedad de aplicaciones por todo el mundo, como está indicado en la Tabla 1 del documento hecho por Alpe y Barrett (4). Los rusos también desarrollaron un filtro de doble flujo, conocido como "filtro A.K.X." que se dice produce alrededor de 200 m.g.d.* de agua potable en la Unión Soviética y además un considerable número de "filtros de contacto" (unidades de flujo ascendente en las cuales el coagulante se aplica inmediatamente antes del filtro) (5).

En el Reino Unido dos tipos de filtro de flujo ascendente están en uso. Forsyth (6) ha descrito una unidad que opera con una rata de flujo muy baja y que es usada donde se requiere poca producción y atención. Este tipo de unidad ha sido satisfactoria en estas circunstancias. Además, William Boby and Company, ahora parte de la organización Paterson Candy International Ltd., han llevado al mercado el filtro Inmedium bajo licencia y lo han aplicado a una serie de tareas que incluyen producción de agua potable, tratamiento de agua industrial, tratamiento terciario de efluentes y filtros para piscinas.

2. PRINCIPIO DE OPERACION Y VENTAJAS QUE SE PRETENDEN

El sistema básico consiste en pasar el volumen del agua que va a ser tratada por un lecho profundo de arena fina, pero con un soporte de arena gruesa. Debido a las altas ratas requeridas en este tipo de unidad, hay una tendencia a que el lecho se fluidifique como en el proceso normal de lavado. Se han hecho dos intentos para contrarrestar esta fluidificación. En el primero, una proporción del flujo total es alimentada hacia abajo desde el punto más alto del filtro y el resto es alimentado hacia arriba en el lecho. El filtrado se obtiene con un colector que está situado a alguna distancia por debajo de la parte más alta del lecho. Este método es usado en el filtro A.K.X. que ya ha sido mencionado y también en el primer diseño del filtro Inmedium (Fig. 1a). Debido a problemas con el sistema colector, la Compañía Inmacti desarrolló en los Países Bajos una

* Galones imperiales: 1 Galón imperial = 1.2 galones americanos

unidad en la cual se ubicó una malla en la superficie de la arena para prevenir la fluidificación (Fig. 1b). Se vio que la malla era efectiva para prevenir este fenómeno, siempre y cuando el tamaño de los espaciamientos fuese de 100–150 veces el tamaño del grano de arena más pequeño.

Se considera que los filtros de flujo ascendente dan verdadera filtración de grueso a fino, con una gradación continua de tamaño en el lecho. Con filtros de flujo descendente de lechos múltiples se produce una segregación de cada capa que induce una remoción preferencial en la superficie de cada una de ellas. Usando un lecho más profundo de arena más gruesa es posible conseguir un depósito más parejo, y de esta forma utilizar la profundidad completa del lecho. Esto permite usar ratas más altas de flujo y/o cargas más altas de sólidos. Mintz pretende que usando un filtro A.K.X. es posible llegar a ratas que den un ahorro de 15 a 30% en el costo del capital (5). Boby and Alpe (7) dicen que la dosis de coagulante puede ser reducida comparada con un filtro convencional.

3. TRABAJO EXPERIMENTAL EN LA ASOCIACION DE INVESTIGACION SOBRE EL AGUA, MEDMENHAM

Usando agua del río Támesis, en Medmenham, se hicieron estudios usando un filtro piloto Immedium de 30". También se ha realizado un trabajo limitado con un filtro de doble flujo de 12" de diámetro, aunque este trabajo se encuentra en etapa preliminar y, por lo tanto, no daremos informes sobre el mismo en esta oportunidad.

El filtro Immedium que se usó está dibujado en la Fig. 2, y ha sido aplicado en 3 formas diferentes:

1. Como filtro terminal a continuación de la sedimentación con manto de lodos.
2. Para filtrar directamente agua coagulada del río Támesis, en la cual el rendimiento de la unidad del filtro ascendente fue comparado con el de un lecho de flujo descendente de antracita y arena.
3. Tratando directamente agua coagulada del Támesis, pero como la primera etapa de una secuencia de dos etapas de filtración ascendente/descendente.

3.1. Resultados hasta la fecha.

3.1.1. Filtración terminal después de la sedimentación.

En este trabajo el filtro Immedium fue comparado paralelamente con un lecho descendente de antracita y arena, de 12" de 1.25 a 2.5 mm de antracita y 18" de 0.5 a 1.0 mm de arena.

Ambos filtros fueron alimentados con agua de un tanque de sedimentación de manto de lodos de 12 pies de diámetro que trata agua del Tamesis dosificada con 40 mg/litro de sulfato de aluminio a un pH de 6.8.

Tres diferentes tamaños de arena fueron ensayados en el filtro de flujo ascendente que tenía un lecho de 5 pies sobre las gravas de soporte; estos fueron materiales de 0.7 a 1.4 mm, de 1 a 2 mm y de 0.7 a 2 mm.

Se estudiaron ratas de filtración entre 1.67 y 5.0 gal/min/pie².

Los resultados demostraron que el rendimiento de la filtración dependía mucho de las características del floc aplicado a la unidad de sedimentación, y que la calidad del agua cruda, temperatura y condiciones de los coagulantes eran factores que contribuían a determinar la calidad del floc.

De los medios estudiados en el filtro de flujo ascendente, se demostró que el de más amplia variación de tamaño dio la mejor combinación de calidad y pérdida de carga, debido a una distribución más uniforme del floc en el filtro causada por una mejor gradación por tamaños en el lecho.

El tipo más fino de material dio alta pérdida de carga con ninguna mejora en calidad, y el más grueso, una pérdida de carga reducida pero una temprana irrupción de turbiedad.

Las altas ratas de flujo redujeron la longitud de carrera del filtro, con una tendencia a terminarla, debido a irrupción de turbiedad y no a la pérdida de carga. En las ratas de flujo más altas, particularmente bajo condiciones frías, el comportamiento del filtro fue algunas veces menos predecible y al estar colmatado podía descargar repentinamente el material depositado, a diferencia de lo que ocurría en la unidad de flujo descendente en que la turbiedad aumentaba en forma progresiva. Este efecto se exageró un poco en la unidad piloto por que el control de flujo fue más crítico de lo que hubiera sido en una instalación a escala prototipo.

Para los tres medios examinados el filtro de flujo ascendente fue, al menos, igual en rendimiento a la unidad de flujo descendente y para el medio de más amplia variación de tamaño, la unidad de flujo ascendente dio mejores resultados con respecto a calidad del filtro y a pérdida de carga.

3.1.2. Filtración directa, tratamiento en una sola etapa.

En el trabajo de filtración directa se examinó la influencia del tamaño de los medios, rata de flujo, condiciones de coagulación química, y calidad del agua cruda en el rendimiento del filtro. En los experimentos iniciales se vio que un filtro de flujo descendente con lecho de antracita y arena comparado con la unidad de flujo ascendente era menos capaz de hacer frente a las condiciones de la filtración directa usadas en los ex-

perimentos, tanto en lo relativo a pérdida de carga como a la calidad del filtrado. Se encontró, además, que el sistema de flujo ascendente tiene mejor posibilidad de almacenar el material suspendido que la unidad de flujo descendente. Uno de los resultados de esta comparación se ve en la Fig. 3.

Se observó, sin embargo, que el factor más crítico examinado era la calidad del agua cruda y la selección de las condiciones apropiadas para la coagulación.

Debido a que el trabajo se realizó con agua del río Támesis extraída directamente sin almacenaje intermedio, se presentaron algunas veces rápidos y considerables cambios en la calidad del agua cruda. La eficiencia limitada de esta única etapa del tratamiento y su respuesta rápida, indicó que dicho método es inadecuado para trabajar en esas condiciones. Los principales problemas fueron mantener la calidad del producto final cuando había una alta concentración de sólidos suspendidos y seleccionar el coagulante apropiado para que la calidad del floc se pudiera controlar de forma que produjese una remoción efectiva y estableciese una distribución aceptable de pérdida de presión.

Cuando se operó bajo condiciones constantes de agua cruda, se vio que había una dosis óptima de coagulante por encima de la cual no ocurrían mejoras en la turbiedad del filtrado y en los niveles de coagulante residual. Con las dosis iniciales de coagulante los niveles totales de aluminio en el agua filtrada aumentaron primero y luego disminuyeron, mientras que la turbiedad del filtrado decreció continuamente hasta la dosis óptima. Esta última y el punto de reversión del aluminio residual dependieron de las condiciones del agua cruda.

Los aumentos en la dosis de coagulante también tuvieron efecto directo en la rata del incremento de pérdida de carga, dando un aumento casi lineal más allá del punto de la dosis óptima. También se encontró que dosis altas tendían a producir un floc más sensible que aumentó la tendencia a producir irrupciones de turbiedad, especialmente cuando el filtro se fue cargando progresivamente con los depósitos de la remoción.

Aunque el tamaño del medio filtrante no fue muy investigado en esta etapa del trabajo, los efectos generales fueron similares a los de la filtración terminal, indicados por la pérdida de carga, calidad del filtrado y distribución del floc en los filtros.

La rata de filtración también tuvo una influencia similar en la conducta del filtro, además de que con ratas más altas el control de la dosis fue más crítico.

3.1.3. Tratamiento con flujo ascendente/descendente.

El motivo para usar la filtración de flujo ascendente/descendente es producir un sistema más ventajoso que el de la sedimentación y filtración en términos de facilidad de operación, consumo de coagulantes y costo de capital. Los estudios previos, descritos antes, sobre la filtración terminal y la directa han demostrado que la unidad de flujo ascendente es capaz de trabajar a ratas de hasta 5 gal/min/pie² con gran capacidad para

almacenar los depósitos, brindando pérdidas de presión moderadas y buena calidad del filtrado. Los tanques de sedimentación con mantos de lodos están diseñados para operar entre 0.5 y 1.5 gal/min/pie², pero tienen la ventaja de ser capaces de tratar altas concentraciones de sólidos suspendidos y tener una respuesta más lenta al cambio. Por lo tanto, para que sea competitiva, es necesario operar la unidad de flujo ascendente con un medio que permita ratas altas de flujo y una eficiencia similar a la etapa de pretratamiento para un filtro de flujo descendente. Al mismo tiempo, el medio y la rata de flujo escogidos deben ser capaces de trabajar con la peor calidad de agua cruda y las más altas dosis de coagulantes.

En el trabajo experimental el filtro Immedium (Fig. 2) fue usado para alimentar cuatro filtros de flujo descendente en paralelo, permitiendo así que se hagan comparaciones directas de tipo de medios, rata de flujo y condiciones químicas de dosaje para los filtros de la segunda etapa.

En base a experiencias previas, el lecho escogido para la unidad de flujo ascendente fue de 5 pies de arena, con un tamaño de 0.5 a 2.0 mm, con un 70% de la arena en el rango 1 a 2 mm. La rata de trabajo en la unidad de flujo ascendente se mantuvo para la mayoría de los experimentos en 4 gal/min/pie², excepto en los experimentos en los cuales el efecto de la rata de flujo se estudió especialmente.

Para estos ensayos se usó sulfato férrico como coagulante sin corrección de pH, mientras que en el trabajo previo se utilizó sulfato de aluminio con corrección de pH. El pH del agua cruda fue entre 8 y 8.2.

Experimentos anteriores sobre el efecto de los medios en la etapa de flujo descendente indicaron que las condiciones bajo las cuales tendría que operar no serían muy diferentes de aquellas que siguen a la sedimentación. De ahí que se consideró ventajoso usar un lecho de antracita y arena para esta etapa y para los experimentos, y por eso se pusieron en operación tres lechos de antracita y arena junto con un lecho de arena de 30", de 0.5 a 1.0 mm como comparación. Los lechos de antracita y arena contenían 12" de antracita de 1.25 a 2.5 mm y 18" de arena de 0.5 a 1.0 mm.

Los resultados hasta la fecha han demostrado que se puede obtener un tratamiento muy efectivo con las ratas escogidas y mantener una calidad aceptable del producto final mediante la aplicación apropiada de coagulantes en concordancia con la calidad del agua cruda.

En los experimentos en los cuales se ha utilizado una variedad de sistemas de dosaje tales como coagulante aplicado en el flujo ascendente, coagulante en ambas etapas y coagulante dosificado sólo en la segunda etapa, se ha establecido que en la mayoría de los casos el dosaje antes de la primera etapa produce los resultados más efectivos. Las Figs. 4 y 5 muestran algunos de los efectos del régimen del dosaje en la calidad y pérdida de carga en los filtros. Con turbiedades más bajas de agua cruda es posible obtener buenos resultados con el dosaje en solo la segunda etapa. En tiempo de alta carga de sólidos la

aplicación del coagulante antes de ambos filtros facilita que se mantenga la calidad del producto pero la pérdida de carga se incrementa. Algunos buenos resultados se han obtenido usando dosis intermitentes de coagulante en la segunda etapa. Uno de los problemas del dosaje secundario, fuera del aumento de pérdida de carga, es el hecho de que el filtro tiene que ser mucho más eficiente para producir niveles aceptables de calidad, sin tomar en cuenta el aumento de las cargas de sólidos debidas al coagulante.

El uso de polielectrolitos antes de la etapa de flujo descendente puede mejorar la calidad del filtrado con aumento de pérdidas de carga pero sin el agravante, en este caso, del incremento de carga de sólidos creado por la dosis secundaria de coagulante. El dosaje intermitente de polielectrolitos también pareció ser una buena medida.

Este sistema de tratamiento, por lo tanto, parece aplicable para aguas crudas donde el nivel de sólidos suspendidos no cambia rápidamente y donde los niveles no son excesivos, quizás hasta 40-50 UJT. Ambas etapas pueden ser diseñadas para ratas altas. Se consigue un buen sistema flexible de operación si se escoge un medio apropiado para la primera etapa y si se dejan posibilidades de dosaje primario y secundario de coagulante y de polielectrolitos para la etapa de flujo descendente.

En el trabajo en que se usó agua del río Támesis no se experimentó con altos niveles de color. Estos hubiesen requerido aumento de la dosis de coagulante lo cual, además de aumentar la carga del floc en el filtro primario, podía crear dificultades relacionadas con floc más débil.

4. CONCLUSIONES

El filtro de flujo ascendente tiene en potencia muchas aplicaciones. Se ha demostrado que es un sistema con alta capacidad para retener sólidos suspendidos, lo que hace posible el uso de ratas altas de flujo y carreras de filtración más largas.

El sistema se ha aplicado como pretratamiento y como unidad de etapa única, especialmente donde los requerimientos de calidad del producto final son menos exigentes que en el caso especial de producción de agua potable. Por eso ha sido ampliamente usado en filtración de agua para enfriamiento, en procesamientos de aguas industriales y en tratamiento terciario de efluentes.

En el campo de producción de agua potable donde las normas de calidad son estrictas, es necesario como en otros procesos, ajustar el funcionamiento del filtro de flujo ascendente a los problemas específicos del tratamiento. Si se considera la unidad de flujo ascendente como etapa única, es necesario estar seguro de que la carga de sólidos que se aplique, incluyendo los sólidos de la suspensión y los del coagulante que se le haya añadido, no va a crear dificultades en el mantenimiento de la calidad y/o caída de presión. La selección inicial de rata de filtración y la especificación de medios filtrantes son básicas también para mantener un control adecuado de la operación, especialmente en las condiciones de coagulación usadas.

Como la primera etapa de un sistema de dos etapas, por ejemplo precediendo a los filtros de arena lenta, o como parte de un tratamiento de flujo ascendente/descendente, el filtro de flujo ascendente tiene grandes posibilidades. Se deben hacer importantes decisiones de diseño antes de cada aplicación particular a fin de seleccionar la tasa de filtración, el tamaño de los medios filtrantes y, en el caso de tratamiento de flujo ascendente/descendente, el método de aplicación de los coagulantes en cada etapa y si sería necesario un polielectrolito o no. Pruebas piloto realizadas en determinados períodos son muy valiosas en la determinación de estos parámetros. Se debe tener especial cuidado cuando ocurren rápidos y grandes cambios en la concentración de sólidos suspendidos o en los niveles de color, ya que necesitan ajustes apreciables del dosaje de coagulante y producen gran cantidad de sólidos suspendidos en el filtro. Desde este punto de vista y por su corto tiempo de respuesta, el método mencionado no tiene la misma capacidad para afrontar estos cambios que el de las unidades convencionales de sedimentación.

AGRADECIMIENTO

El autor desea agradecer a la Asociación de Investigación sobre el Agua por permitirle publicar este documento, y la asistencia que le han brindado R. Gregory y J. G. McNaughton en su preparación.

TABLA 1

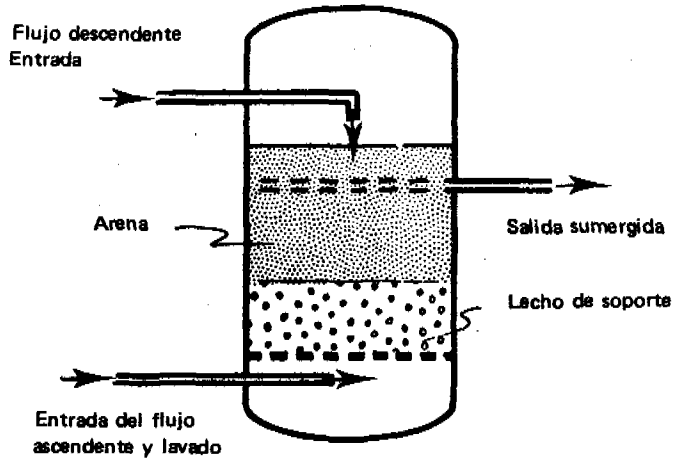
**NUMERO DE FILTROS DE FLUJO ASCENDENTE IMMEDIUM INSTALADOS
EN DIVERSAS PARTES DEL MUNDO (4)**

Diciembre 1971

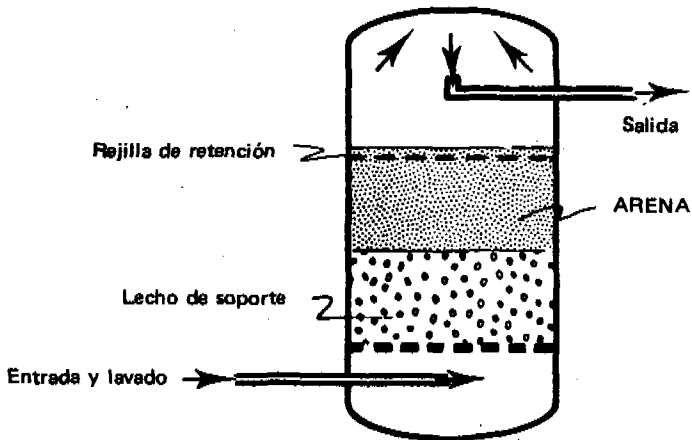
PAIS	NUMERO DE UNIDADES
América del Sur	25
Reino Unido	107
Holanda	83
Otros países de Europa	243
Africa	14
Medio Oriente	13
Asia	34
Australasia	6
Norteamérica	86
TOTAL	611

REFERENCIAS

1. BAKER, M. N. The quest for pure water.
New York, American Water Works Association, 1949.
2. LING, J. T. Progress in Technology of Water Filtration.
Water and Sewage Works 1962, 109, p. 315.
3. ANON. The Dutch Immedium Filter.
Water and Water Engineering, 1958, 62, p. 217.
4. ALPE, G., and BARRETT, A.D. U. K. Developments in Upflow Filtration.
Paper presented to Australian Water Works Association, December 1971.
5. MINTZ, D. Some results of research into drinking water purification and disinfection.
Bull. World Health Organization, 1962, 26, pp. 553-557.
6. FORSYTH, H. D. Upward Flow Filtration of Water.
Proc. R. Soc. Edinb. Sect A, 1961, 13 p.
7. BOBY, W. M. T., and ALPE, G. Practical experiences using upward flow filtration.
Proc. Soc. Wat. Treat. Exam., 1967, 16, pp. 215-230.



(a) PRINCIPIO DE OPERACION DEL FILTRO A. K. X.



(b) PRINCIPIO DE OPERACION DEL FILTRO DE REJILLA IMMEDIUM

FIG. 1 DISEÑOS DE FILTROS ASCENDENTES

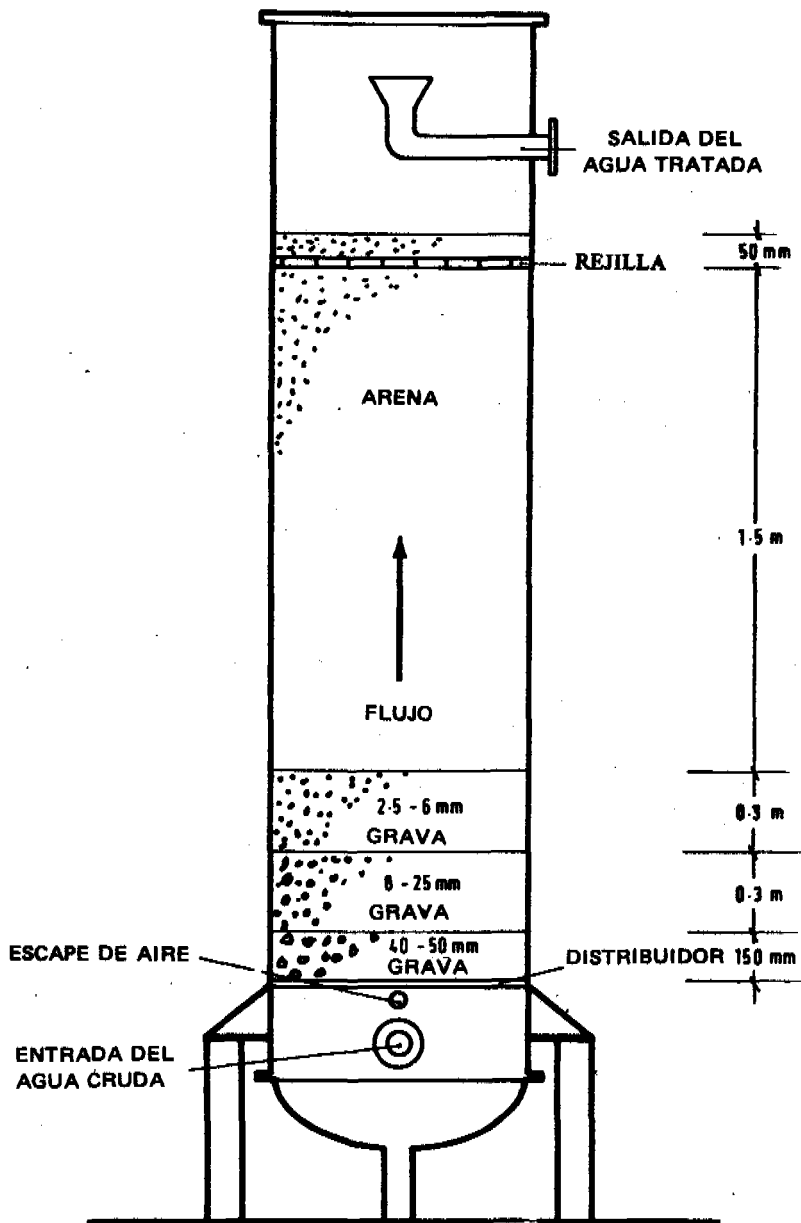


FIG. 2 FILTRO IMMEDIUM DE FLUJO ASCENDENTE

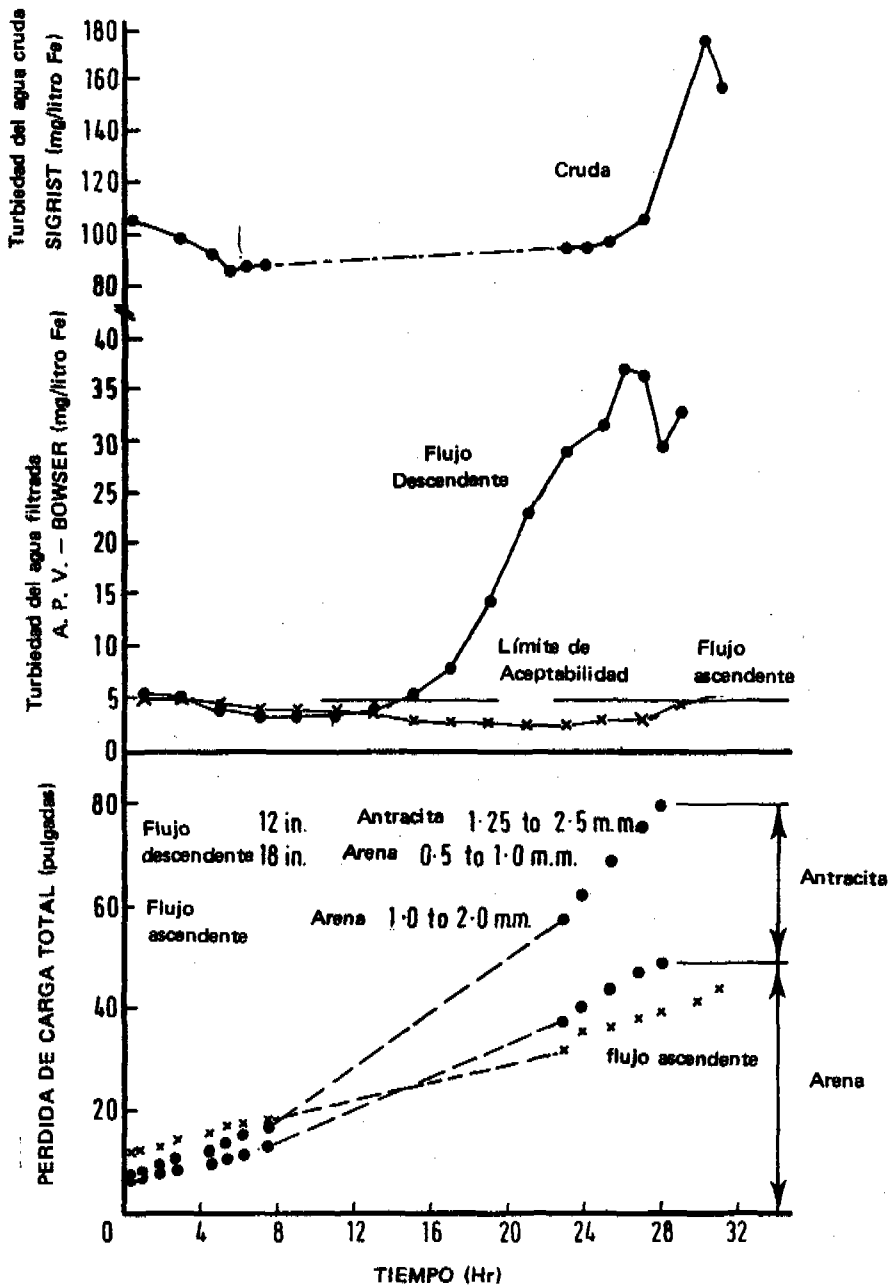


FIG. 3 FLUJO ASCENDENTE Y FLUJO DESCENDENTE EN FILTRACION DIRECTA EN PARALELO 1.67 GPM/PIE²

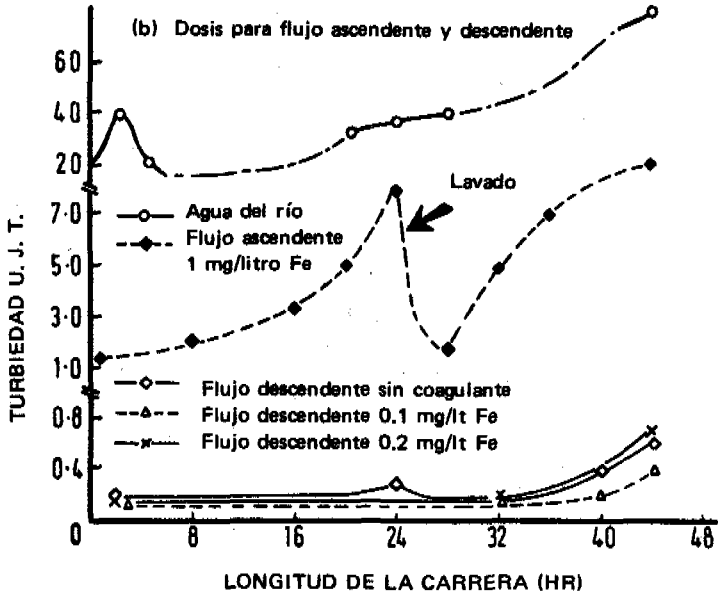
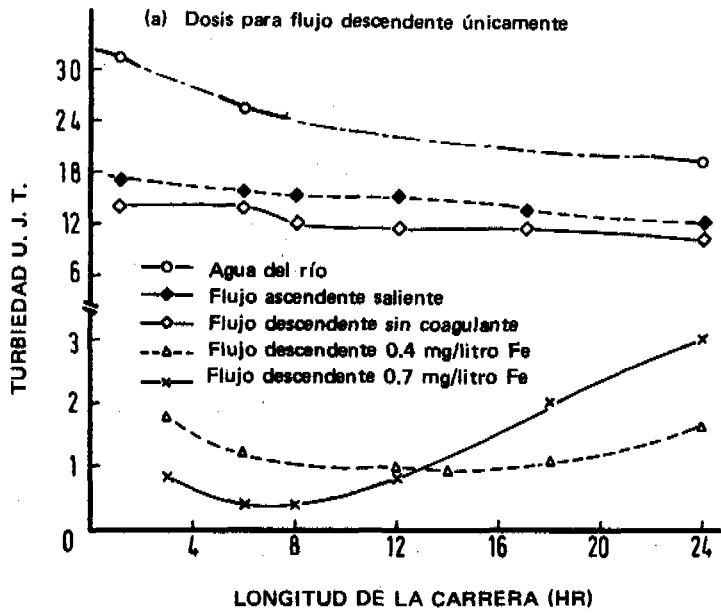


FIG. 4 EFECTO DE LA POSICION DE LA DOSIS DE COAGULANTE SOBRE LA CALIDAD
 RATA DE FLUJO ASCENDENTE 4 GPM/PIE².
 RATA DE FLUJO DESCENDENTE 3.5 GPM/PIE²

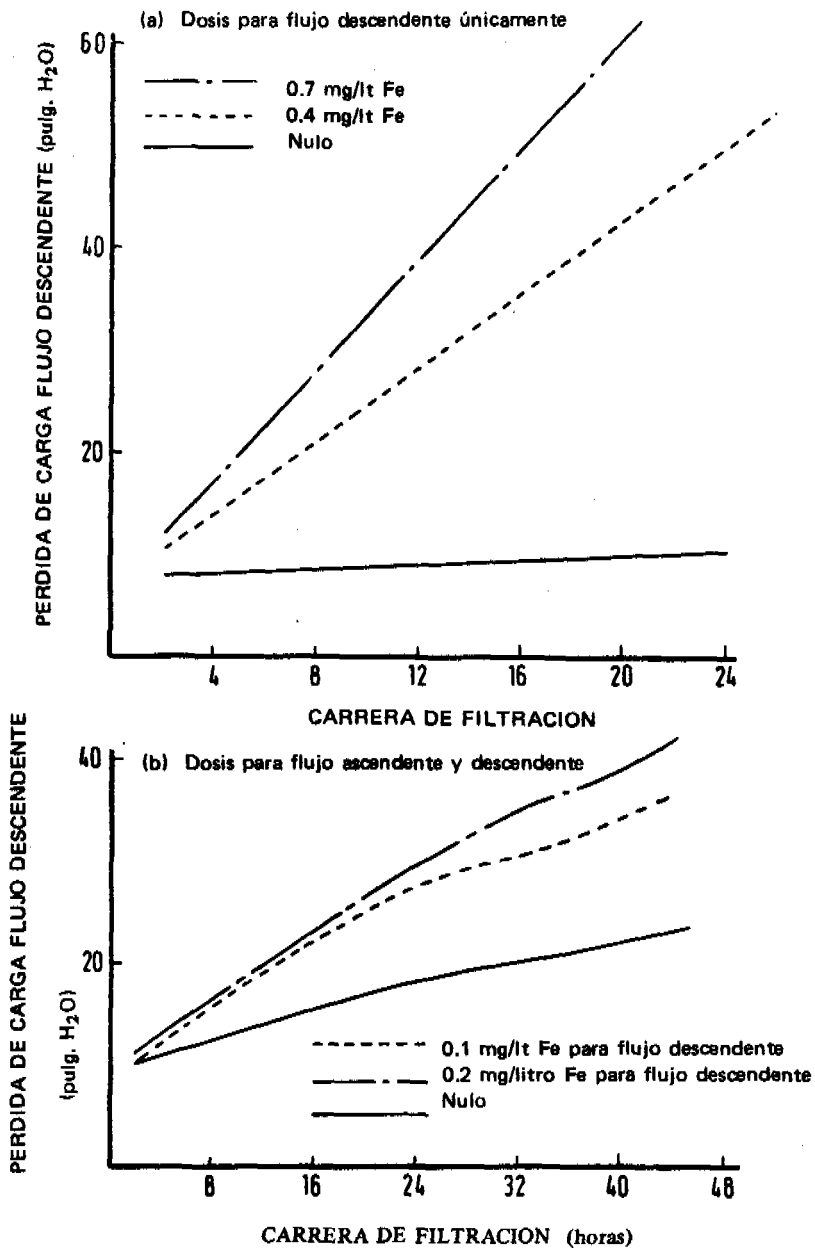


FIG. 5. EFECTO DE LA POSICION DE LA DOSIS DE COAGULANTE SOBRE LA PERDIDA DE CARGA

DISCUSION

TEMA IV

FILTRACION DEL AGUA

1. **¿Qué experiencia se tiene sobre el uso de medios plásticos en la filtración y cuál es el mecanismo responsable de la remoción de partículas cuando se utiliza antracita como medio filtrante?**

Se han encontrado evidencias de que la forma irregular de la antracita ayuda a la retención de partículas durante la filtración y facilita el desprendimiento de la película adherida durante el lavado, en proporción mayor que los medios filtrantes conformados por partículas perfectamente esféricas. El objeto de usar material plástico sobre la antracita es conseguir un medio filtrante más grueso que permanezca encima del carbón, lo que también puede lograrse utilizando antracita de una densidad menor para esta primera capa superficial, como se hizo en la planta de tratamiento de Contra Costa (EE. UU.).

2. **¿Cuál es la dosis de coagulante necesaria para el buen funcionamiento de los filtros de flujo ascendente?**

La dosis de coagulante que se acostumbra a usar en los filtros de flujo ascendente es menor que la que se necesitaría al hacer el proceso completo de floculación, sedimentación y filtración descendente. Esto se aplica tanto a la combinación de filtro ascendente y descendente como al filtro ascendente solo, cuando se lo usa como tratamiento único del agua sin otro pretratamiento. La razón para esto podría ser que el coagulante es más efectivo cuando se lo aplica a la entrada de un lecho filtrante que cuando se hace el proceso de floculación convencional. La filtración directa, utilizada en esta forma, viene a ser algo intermedio entre la sedimentación y la floculación convencionales y la filtración pues, en realidad, es una mezcla de estos procesos. Debe advertirse sin embargo que cuando se trata de agua coloreada la dosis de coagulantes se basa en la remoción del color y, en consecuencia, no se puede esperar reducción de la dosis de coagulante ya sea que se use el proceso convencional o el de filtración ascendente.

3. ¿Cuáles son los niveles de turbiedad que pueden ser tratados en un filtro de flujo ascendente?

Un participante refirió que en un viaje realizado a la Unión Soviética, dos de los expositores del Simposio habían podido observar una serie de filtros de flujo ascendente, los que eran empleados únicamente para aguas con concentraciones menores de 150 mg/lt de sólidos totales, incluyendo los sólidos producidos por los coagulantes. En consecuencia se dijo que, de conformidad a lo expuesto por el Dr. Miller en su conferencia, dichos filtros no debieran utilizarse sino con agua cuya turbiedad afluente no superara las 50 U. J. En realidad, el filtro de flujo ascendente o filtro ruso como lo llaman en Brasil, es un excelente floculador, un óptimo decantador y un buen filtro. Tiene además la ventaja de ser muy fácil de operar.

Otro participante manifestó que existen experiencias en Brasil de filtros de flujo ascendente que están trabajando en buenas condiciones hasta con 300 U. J. de turbiedad.

4. ¿Cuan eficiente es el lavado de filtros de lecho múltiple en que los materiales filtrantes tienen diferentes densidades?

Existe una cierta dificultad para lavar los medios filtrantes cuando se utilizan dos o más capas. En este caso, entre otros, se presenta el problema de que no se sabe dónde debe colocarse el lavado superficial. Si éste se coloca sobre la antracita, no se lava adecuadamente la interfase ni la parte interior del lecho de antracita. En cambio, si se coloca en el interior del lecho de antracita, no se consigue un buen lavado de la capa superficial del filtro.

Un expositor mencionó que habían adoptado la práctica de lavar los lechos dobles con aire y agua, con excelentes resultados. Es obvio que el flujo de lavado debe ser capaz de expandir completamente el lecho filtrante, a fin de reestratificar las capas de arena y antracita sin permitir que éstas se mezclen demasiado y perjudiquen la calidad del filtrado.

Dijo además que la técnica del lavado con aire y agua está ganando cada vez más adeptos. Predomina en Europa, y en Rusia se usa con gran frecuencia. Aun en los Estados Unidos está aumentando el número de plantas que utilizan este sistema, sobre todo en las instalaciones recientemente proyectadas.

Otro participante manifestó, en cambio, sus dudas sobre la eficiencia del lavado con aire cuando se emplea con medios de arena y antracita. Dijo que es en la superficie del lecho filtrante donde se produce el mayor efecto de turbulencia creado por las burbujas de aire. Por tanto, cuando se lavan con agua y aire los lechos filtrantes de capa doble, resulta dudoso que el aire pueda ayudar a remover las impurezas retenidas en la interfase. Al respecto se hizo presente que existe una diferencia marcada entre las técnicas de lavado usadas en Europa y las utilizadas en los Estados Unidos. En la técnica europea no se in-

yecta suficiente cantidad de agua al filtro como para fluidificar el medio filtrante. En la técnica americana, por el contrario el lecho filtrante siempre se fluidifica durante el lavado. Sin embargo, se recalcó que cuando se usa aire seguido de agua para remover las impurezas en lechos dobles, debe proveerse un caudal suficiente como para que los medios filtrantes se reestratifiquen uno encima del otro; de lo contrario se puede llegar a producir una mezcla total de los medios que deteriore la calidad del agua filtrada.

5. A título informativo se refirieron luego algunos experimentos que se están realizando en Venezuela, en donde se construyó una planta de tratamiento para 25 lt/seg, de forma circular consistente en un anillo exterior, en donde se colocaron los medios filtrantes, y un cilindro interior en donde se puso el floculador. Este es de flujo ascendente y está compuesto por tres capas gradadas de grava y una capa, también gradada, de arena, hasta un tamaño de aproximadamente 30 a 40 cm. El agua que se introduce dentro del floculador ya viene con su agregado químico.

Realizada la floculación en el centro de la unidad, el flujo se vierte al anillo periférico en donde se hace la filtración. La zona de floculación trabaja con una rata de 2 gpm/p² y la zona de filtración con 5 gpm/p². Se está tomando agua del río Orinoco, la cual es muy turbia. Para lavar la unidad se utiliza la carga existente en la tubería que es la misma línea de bombeo a los tanques elevados. Para operar la planta se hace la prueba de jarras y se toma la mitad de las dosificaciones que se encuentran en ella. Hasta ahora la planta está funcionando perfectamente.

TEMA V

**SISTEMA DE CONTROL
DE LOS FILTROS**

NUEVAS IDEAS SOBRE SISTEMAS DE CONTROL DE FILTROS

John L. Cleasby
Profesor de Ingeniería Civil
Iowa State University
Ames, Iowa, E.E. U.U.

FUNCIONAMIENTO DE LECHOS GRANULARES PROFUNDOS

Antes de considerar los méritos relativos de un sistema de control de rata de flujo de un filtro comparado con otro, se debe conocer con qué profundidad funciona dicho filtro, cómo son removidos los sólidos, cuáles son las características del flujo a través del medio filtrante y a través del sistema de drenaje, y cómo responde el filtro a cambios en la rata de filtración. En el presente trabajo discutiremos primero estos asuntos y después entraremos a tratar los sistemas de control de la filtración.

Remoción de Sólidos

La remoción de sólidos suspendidos por un lecho granular es bastante compleja. Se ha discutido mucho acerca de una variedad de mecanismos que tienen un papel importante en la remoción y que han sido estudiados por diferentes investigadores (1). Los mecanismos dominantes dependen de las características físicas y químicas de la suspensión y del medio, de la rata de filtración, y de las características químicas del agua.

La remoción de sólidos por el filtro puede ser hecha en la superficie del lecho por formación de una película de sólidos removidos y es probablemente realizada por el simple mecanismo de cernido. La eficiencia de este mecanismo puede mejorar con el tiempo durante la carrera de filtración. Sin embargo, la película es usualmente compresible, lo que se traduce en un desarrollo exponencial de la pérdida de carga; esto es, cada vez desarrollará con más rapidez la pérdida de carga en la unidad de tiempo.

Más comúnmente, sin embargo, la remoción se produce primariamente dentro del lecho filtrante, a lo cual los autores generalmente se refieren como a filtración en profundidad. La eficiencia durante la remoción en profundidad depende de un número de mecanismos. Algunos sólidos pueden ser removidos por cernido intersticial. La remoción de otros sólidos, particularmente los más pequeños, depende de dos tipos de mecanismos: primero requiere un mecanismo de transporte para aproximar las partículas pequeñas desde el fluido hasta la superficie del medio. Dicho mecanismo puede incluir sedimentación gravitacional, difusión y fuerzas hidrodinámicas, y es afectado por fenómenos físicos tales como tamaño del medio filtrante, rata de filtración, temperatura del fluido, y densidad y tamaño de las partículas suspendidas. Segundo, cuando las partículas se aproximan a la superficie de los granos del lecho o a los sólidos previamente

depositados en ellos, se requiere un mecanismo de adherencia para retener estas partículas. Este mecanismo puede involucrar interacciones electrostáticas, puente químico, o adsorción específica, todo lo cual queda afectado por los coagulantes que se apliquen en el tratamiento y por las características químicas del agua y del lecho.

Durante la filtración en filtros granulares profundos, los sedimentos se depositan en los granos, removidos por uno o más de los mecanismos discutidos. Las partículas quedan retenidas en el filtro en estado de equilibrio con las fuerzas cortantes hidrodinámicas que tienden a romperlas y a hacerlas penetrar cada vez más profundamente dentro del lecho. A medida que el filtro se ensucia más, las velocidades a través de las capas más colmatadas del filtro incrementan y por tanto dichas capas se vuelven menos efectivas para la remoción de partículas. La carga de remoción pasa entonces a capas más profundas dentro del filtro (2, 3, 4). Por último no queda suficiente profundidad de lecho limpio como para obtener la calidad deseada en el efluente y la carrera de filtración debe terminar.

Si la rata de filtración en un filtro sucio incrementa rápidamente, las fuerzas hidráulicas cortantes también incrementan súbitamente (5, 6). Esto disturba el equilibrio existente entre los sólidos depositados y el agua, y por lo tanto, algunos de estos sólidos tienden a desprenderse y a pasar con el efluente. Según sea el tipo de sólidos y la magnitud y rapidez de los cambios de rata de flujo, el efecto puede ser muy drástico. Por esta razón todos los cambios rápidos de velocidad de filtración deben ser evitados en el diseño.

Hidráulica del Flujo a Través de Medios Porosos

El flujo del agua a través de un filtro, a las ratas comúnmente empleadas, es hidráulicamente similar al flujo a través de un estrato poroso del suelo. El flujo sigue la ley de Darcy; está en el rango laminar cuando el lecho filtrante es limpio; y permanece en ese rango aun cuando el lecho esté colmatado debido a los sólidos removidos.

A medida que el filtro retiene impurezas, los espacios vacíos por donde puede pasar el flujo disminuyen y por tanto la velocidad de filtración a través del lecho incrementa necesariamente. A fin de mantener la rata de filtración que se desea, se requiere más y más energía para forzar el agua a través del filtro sucio y superar así la pérdida por fricción dentro de él. Este fenómeno se observa como una disminución de la energía total del agua desde el afluente hasta el efluente del filtro. Cuando esta disminución de energía, la que comúnmente se conoce como pérdida de carga, se vuelve antieconómicamente grande, o cuando la rata de flujo no se puede mantener con el equipo disponible, o cuando la calidad del agua se deteriora debido al paso de materia suspendida,

el filtro debe sacarse de servicio y limpiarse. La pérdida de carga a través de materiales granulares en el rango laminar ha sido formulada por Darcy como sigue:

$$V = KS$$

donde :

K = coeficiente de permeabilidad (pies/min)

S = gradiente hidráulico = h/L (sin dimensiones)

h = pérdida de carga (pies de pérdida de presión del fluido)

L = espesor del lecho (pies)

El coeficiente de permeabilidad puede ser determinado experimentalmente.

Pérdida de Carga Desarrollada en un Filtro de Gravedad

Aun con las altas ratas de filtración predominantes hoy en día, la remoción de sólidos se realiza principalmente en las capas superiores del lecho filtrante. La presión dentro de un filtro de arena típico de gravedad para diferentes tiempos, durante una carrera de filtración, se ilustra en la figura 1.

La pérdida de carga negativa (menor que la presión atmosférica) se desarrolla en un filtro de gravedad cuando la suma de las pérdidas de carga, desde la superficie de la arena hasta abajo, excede la profundidad de agua en el punto considerado. No es extraño tener tres o cuatro pies de pérdida de carga en las primeras seis pulgadas de arena sucia. Por lo tanto, cuando se dejan profundidades de aguas bajas sobre el filtro se desarrolla pérdida de carga negativa a corta distancia dentro del lecho de arena. El problema creado por la pérdida de carga negativa es el peligro de formación de bolsas de aire en la zona de presión negativa. El aire es producido por gases disueltos que se escapan en el agua o por rupturas en los muros de las paredes del filtro. Las bolsas de aire reducen la efectividad del área filtrante, incrementan la rata de filtración y la pérdida de carga a través de lo que queda de área filtrante, y producen una degradación de la calidad del efluente a medida que progresa la carrera, mucho mayor que la que existiría si ese problema no se presentara.

Efectos de los Cambios en Rata de Filtración en la Calidad del Efluente

Como se ha discutido previamente, si la rata de filtración en un filtro sucio incrementa súbitamente, las fuerzas cortantes hidráulicas incrementan también súbitamente. Esto destruye el equilibrio existente entre los sólidos depositados y el agua, y en consecuencia, algunos sólidos se desprenden y pasan al efluente como lo demuestra la figura 2 (5).

La gravedad del deterioro de la calidad efluente causada por un incremento en la rata de flujo depende de una serie de factores. Cuanto más rápido sea el incremento de la rata, peor efluente se obtiene como lo muestra la figura 3 (6). En cambio, cuanto más gradual sea este aumento, menor es el deterioro, como lo muestran las figuras 4(6) y 5(5).

Los diferentes tipos de suspensiones de sólidos que sean filtrados presentan diferente sensibilidad a los efectos de un incremento de rata de flujo. Algunos son altamente sensitivos, por lo que un pequeño incremento causa un gran daño. Otros, en cambio, son afectados levemente (5). Los polielectrolitos, cuando son añadidos como ayudantes de filtración, pueden alterar sustancialmente la sensibilidad a los incrementos de rata de flujo, como lo muestran las figuras 3 y 4.

En vista del efecto que estas variaciones producen en la calidad efluente, todas las posibilidades de cambios súbitos de la velocidad de filtración en un lecho colmatado deben evitarse en el diseño y operación de plantas. Sin embargo, uno debe ser lo bastante realista como para aceptar el hecho de que estos incrementos son comunes e inevitables en la práctica. A medida que el operador aumenta la producción de agua durante el día, con el objeto de suplir la alta demanda diurna, eleva la rata de trabajo de los filtros en servicio. Cuando se para el flujo en un filtro para lavarlo, los otros toman la carga adicional temporalmente, y de esta manera la rata de filtración se incrementa en ellos. Bolsas de aire en los lechos hacen que parte de los poros del medio filtrante sean ocupados por los gases. A medida que los gases se acumulan, la rata a través del área que queda se aumenta. Por tanto, los incrementos de rata de flujo, deben considerarse como comunes y el diseñador debe hacer todo lo posible para que estos se sucedan en la forma más suave y lenta posible, a fin de disminuir los resultados perjudiciales que ellos producen.

CONTROL DE RATAS DE FILTRACION PARA FILTROS POR GRAVEDAD CONTROL DEL EFLUENTE

Control de Rata Filtrante en el Efluente

En este sistema tradicional, el efluente a cada filtro entra debajo del nivel de agua y está esencialmente no restringido. El sistema de control de rata de filtración se coloca en el tubo efluente del filtro y consiste de un aparato sensible a los cambios de flujo tal como un medidor venturi, un elemento para fijar dichos flujos, un mecanismo y una válvula de regulación. El controlador se ajusta automáticamente a la válvula de regulación para mantener constante la rata de flujo predeterminada para el filtro. Un sistema típico se muestra en la figura 6a. La figura 6b muestra la pérdida de carga y las características del flujo para filtración de rata constante.

Las desventajas de este sistema incluyen: 1) Alto costo inicial y de operación de un sistema más o menos complejo. 2) Necesidad de un control manual o automático de los niveles de agua para evitar que dichos niveles suban o bajen demasiado en la caja del filtro

cuando la suma de lo que dejan pasar los controladores no es exactamente igual a lo que entra a la planta de tratamiento; y 3) la falla en producir una calidad de agua filtrada, comparable a la que producen los filtros de rata declinante que se describirán posteriormente.

El sistema de control de rata constante en el efluente casi nunca opera exactamente como ha sido diseñado, esto es con rata constante. Si la suma de las cantidades de agua producidas por todos los filtros en servicio no es igual a la de la planta, el operador notará que el nivel de agua en ellos se va elevando o cayendo suavemente. Eventualmente él hará un ajuste para prevenir que el filtro se vacíe o se desborde, para lo cual bajará a la galería y ajustará uno o varios controladores de rata de flujo en más o en menos, a fin de balancear lo que entra a la planta con el efluente de los filtros. Estos ajustes usualmente son hechos en forma rápida, lo que causa un desmejoramiento de la calidad del filtrado. Igualmente si el flujo de la planta aumenta o disminuye, el operador tiene que ajustar los controladores con el objeto de que puedan trabajar con el nuevo flujo. Aquí también se producen cambios súbitos en la rata que pueden inducir un deterioro de la calidad del efluente.

Control de Nivel Constante en el Efluente

El sistema de control de nivel constante en el efluente es esencialmente idéntico al sistema de control de rata constante de filtración, excepto que la válvula de regulación del efluente es ajustada automáticamente para mantener un nivel estático de agua en la caja del filtro a una altura predeterminada.

En este caso los problemas son similares a los de rata constante, con la adición de una seria desventaja: Durante un incremento en el flujo o durante el lavado de un filtro, la rata a través de los filtros que quedan en operación incrementa automáticamente. Se puede evitar parcialmente este inconveniente si el sistema de control de nivel se diseña para permitir cambios significativos en la altura del agua durante el ajuste de la válvula de regulación del efluente. Así el aumento de rata puede ocurrir lentamente, en 10 ó 20 minutos, lo que es menos perjudicial para la calidad que un incremento abrupto. Desafortunadamente, la mayoría de los sistemas de este tipo se diseñan para que hagan un control del nivel de agua dentro de límites muy estrechos, lo que causa abruptos cambios de flujo con la consiguiente deterioración de la calidad del filtrado.

Dificultades con los Equipos de Control de Rata de Flujo

Ambos sistemas involucran equipos automáticos y están sometidos a fallas. La complejidad de estos equipos ha aumentado a medida que avanza la tecnología pues los fabricantes de ellos tratan de darles mayor flexibilidad. Algunos sistemas modernos permiten trabajar ya sea con rata constante o con control de nivel. Muchos incluyen componentes eléctricos, neumáticos e hidráulicos en el sistema de regulación, lo que les añade mayor complejidad. Si la válvula de control mostrada en la figura 6a es operada por aire, puede atascarse con el tiempo. Cuando se la quiere abrir puede que no se mueva

suavemente. Se aplica entonces más presión al sistema de operación. Súbitamente la válvula responde y se abre con rapidez causando un súbito incremento de rata de flujo. En este caso tiende a quedar demasiado abierta y tiene que ser recalibrada con el sistema de comando. Esto hace que la válvula oscile hasta alcanzar su nueva posición haciendo una serie de correcciones, cada una de las cuales causa un súbito cambio en la velocidad de filtración con el consiguiente detrimento en la calidad del efluente.

Hay que admitir, sin embargo, que el efecto indeseable de los momentáneos aumentos en la rata de filtración causados por los controladores ha recibido considerable atención (7-9), a pesar de que este problema es menos importante que los cambios mayores de rata de flujo hechos rutinariamente por muchos de los operadores de plantas de tratamiento.

El sistema de control automático de rata de flujo no es realmente complejo si se lo compara con otros aspectos de la moderna tecnología. Sin embargo, una y otra vez, no funciona adecuadamente después de unos pocos años, debido a un mantenimiento inapropiado. Si fuera esencial para el buen funcionamiento de la planta, uno no iría contra él, sino que trataría de mejorar su diseño o su mantenimiento para hacerlo que funcione. Pero el caso es que no es esencial y que existen alternativas más aceptables de que se puede hacer uso.

Control del Efluente

Afluente igualmente distribuido

Algunas plantas han sido construidas con el objeto de distribuir el flujo afluente aproximadamente en partes iguales en todos los filtros que operan, usualmente por medio de un vertedero en cada filtro (10). La pequeña planta que sirve a Pella, Iowa, es de este tipo. Un diagrama esquemático de este filtro se presenta en la Fig. 7a. La figura 7b ilustra los niveles típicos de agua, pérdida de carga y rata de filtración en un filtro de esta clase cuando la planta se opera a una rata constante de producción.

Existe una serie de ventajas con un sistema como éste: (1) Se consigue una rata constante de filtración sin necesidad de controladores de rata de flujo cuando el afluente a la planta permanece constante. (2) Si un filtro es sacado de servicio para lavado, el nivel de agua se eleva gradualmente en los filtros restantes hasta que se produce carga suficiente como para que el flujo pueda incrementarse. (3) Este incremento es hecho lento y suavemente sin necesidad de equipo de control manual o automático, con lo que se consigue un mínimo de efectos perjudiciales en la calidad del agua filtrada. (4) La disminución de rata se produce también gradual y suavemente en la misma manera que el incremento de ella. (5) La pérdida de carga en un filtro particular es fácilmente detectada por el operador con solo observar el nivel de agua en los filtros. Cuando el nivel de agua alcanza el máximo deseado, es necesario lavar el filtro. (6) La pérdida de carga se puede leer en una simple regla graduada colocada en los muros del filtro sin necesidad de recurrir

a un elaborado equipo automático. (7) No se necesita medir el flujo efluente ya que el flujo para cada filtro se puede hallar dividiendo aproximadamente el flujo total de la planta entre el número de filtros. (8) El vertedero efluente debe quedar colocado por encima de la arena con el objeto de prevenir el desagüe accidental del lecho filtrante; este sistema elimina la posibilidad de pérdida de carga negativa en el filtro.

Debe hacerse énfasis en el hecho de que el tanque de aguas claras tal como está dibujado en la Fig. 7a puede usarse para eliminar pérdidas de carga negativa en cualquier sistema de control de los filtros descritos.

La única desventaja del filtro mostrado en la figura 7a es la profundidad adicional requerida en la caja del filtro. Esta profundidad debe dejarse con el objeto de poder trabajar con una pérdida de carga razonable. Por tanto, la profundidad de la caja probablemente incrementa en 4 ó 5 pies más sobre la de un filtro convencional. El costo extra del concreto debe compararse con las economías realizadas en el costo inicial y de operación que se pueden obtener al eliminar los controladores de rata de flujo, así como con otras ventajas significativas discutidas anteriormente.

Rata Declinante de Filtración

En la verdadera rata declinante de filtración el total de caída de presión (pérdida de carga) a través del medio filtrante, sistema de drenaje y tubería se mantiene constante. Este sería el caso mostrado en la Fig. 6a si la válvula de control de rata efluente de filtración se hubiera usado al comienzo de la carrera y la posición no se hubiera cambiado durante todo el resto de la carrera. En este caso la rata de filtración es máxima al comienzo de ella y declina a medida que esta progresa. La rata declinante de filtración produce una mejor calidad del agua que la constante, como lo evidencian las figuras 8a y 8b. Las ventajas de la rata declinante de filtración han sido también puestas de manifiesto por Hudson (12) y Tuepker (13).

La verdadera rata declinante de filtración es difícil de aplicar en plantas de tratamiento existentes que usan filtros por gravedad. Como cada filtro declina independientemente, la suma de las varias ratas puede no ser igual al producto total de la planta de tratamiento. De esta manera, el nivel en las cajas de los filtros puede irse elevando o cayendo, y por tanto, algún método de control es necesario. Es posible hacer una modificación de la verdadera rata declinante de filtración, la cual ha sido llamada rata variable declinante de filtración. (14).

Operación con rata variable declinante de filtración

La operación con rata variable declinante de filtración es similar al sistema de afluente igualmente distribuido. En ésta se consiguen todas las ventajas discutidas anteriormente y algunas adicionales, sin ninguna de las desventajas. Puede ser adoptada con pequeño o ningún costo por cientos de las plantas de tratamiento existentes, cuyos controladores de rata de flujo no están funcionando adecuadamente y están causando excesivos problemas de mantenimiento. Algunas plantas han sido diseñadas para este sistema de operación. Otras se han visto forzadas a hacerlo debido a la inoperancia de los controladores (12). Sin embargo, a pesar de sus méritos, este método no ha recibido suficiente difusión ni atención.

La Fig. 9a ilustra un diseño recomendable para nuevas plantas de tratamiento proyectadas para que trabajen con rata declinante de filtración. Gran similitud existe entre la figura 7a y la 9a; la principal diferencia es la colocación y el tipo del sistema efluente y la provisión de una menor pérdida de carga disponible.

El método de operación es similar al descrito por la figura 7a, con las siguientes diferencias: La figura 9a ilustra las variaciones de nivel de agua típicas y las variaciones de pérdida de carga observadas por este método de operación. El afluente al filtro entra debajo del nivel mínimo de agua en el filtro. El nivel de agua es esencialmente igual en todos los filtros que están operando. Esto se consigue dejando un canal o tubería realmente grande de alimentación para los filtros y una válvula o compuerta afluente grande para cada filtro. Así, las pérdidas de carga a través de este distribuidor general o a través de la válvula afluente serán capaces en estas condiciones de llevar cualquier cantidad de flujo a cada filtro en la forma que ellos lo requieran.

Todos los filtros en una batería de filtros servida por un distribuidor común eventualmente se ensucian; así el flujo en el filtro más sucio tiende a disminuir más rápidamente. Esto motiva que el flujo se redistribuya por sí mismo automáticamente, de tal manera que el filtro más limpio tome el flujo que el más sucio no puede filtrar. El nivel de agua se eleva un poco y se redistribuyen los caudales para crear la carga adicional necesaria para que el filtro más limpio pueda tomar el flujo disminuido de los más sucios. El filtro más limpio acepta el mayor incremento de caudal en esta redistribución. A medida que el nivel de agua se eleva, modifica parcialmente el flujo en los filtros más sucios; en consecuencia, la rata de flujo no decrece tanto ni tan rápidamente como podría esperarse.

Este método de operación hace que la rata de filtración decline gradualmente hacia el final de la carrera. El incremento de rata siempre ocurre, en una batería de filtros, en la unidad más limpia donde tendrá menor influencia en la calidad del agua filtrada. Estos cambios de rata tanto hacia arriba como hacia abajo se producen en forma muy suave y lenta sin necesidad de equipo automático de control.

La pérdida de carga disponible que debe dejarse puede disminuir por las tres razones que se enumeran a continuación:

1. La pérdida de carga en los falsos fondos y en la tubería efluente disminuye a medida que la rata de flujo a través del filtro disminuye al final de la carrera de filtración. Esta carga en tales condiciones queda disponible para prolongar la carrera por un período de tiempo más largo que el que hubiera sido posible bajo condiciones de rata constante de operación con la misma pérdida de carga. La recuperación de pérdida de carga disponible debida a la disminución de flujo en el filtro sucio varía aproximadamente como la función del cuadrado de la rata de flujo. De esta manera, si la pérdida de carga a través del falso fondo y el sistema efluente fuera de 4 pies a 4 gpm/p² disminuiría hasta 2.2 a 3 gpm/p²; $[4 \times (3/4)^2 = 2.2]$ con lo cual se obtendría 1.8 pies adicionales de carga para la continuación de la carrera en el filtro que se está ensuciando.
2. La capacidad de filtración perdida por el filtro más sucio es aceptada por todos los filtros que están limpios. Así el incremento de rata en cada filtro es pequeño; sólo un ligero aumento en el nivel de agua se requiere. De esta manera el nivel de agua se eleva muy lentamente hasta que alcanza el máximo disponible. En este momento el filtro que lleva el mayor número de horas de operación tiene que ser lavado. Cuando dicho filtro es puesto otra vez en servicio, el nivel de agua desciende hasta un punto de equilibrio con ese filtro que ahora está trabajando con la más alta rata de filtración en el conjunto de unidades.
3. El sistema mostrado en la figura 7a requiere que el afluente entre por encima del máximo nivel de agua en el filtro a fin de asegurar una distribución igual del flujo en cada una de la unidades por medio del vertedero de entrada. Esta carga es consumida por la altura de la lámina de agua en el vertedero y por la caída libre del flujo en el filtro. Estas pérdidas no se necesitan en el sistema mostrado en la figura 9a.

CONCLUSIONES

El control de rata de filtración para filtro de arena por gravedad ha sido hecho por el sistema de control del flujo en el efluente. Existen por lo menos dos sistemas de control de la rata en el afluente que pueden tener muchas ventajas sobre los sistemas tradicionales de control de la rata en el efluente. Es difícil de entender que estos sistemas no hayan recibido un uso más extendido en los 70 años de práctica de filtración rápida en arena.

Los dos sistemas de control del afluente descritos aquí son afluente igualmente distribuido y rata declinante variable de filtración. El último puede ser adoptado por muchas plantas existentes en que los controladores de rata de flujo no funcionan bien. Se han presentado datos de operación para mostrar que la rata declinante de filtración produce una mejor calidad de agua que el control de rata constante convencional.

Nuevas plantas de tratamiento se pueden diseñar con cualquiera de los dos sistemas de control del afluente. Ambos sistemas eliminan la necesidad de un controlador de rata de flujo colocado en el efluente. Diseñando el tanque de aguas claras de manera de evitar el desague accidental de la caja del filtro, se pueden hacer estos sistemas no solo a prueba de errores, sino automáticos sin necesidad de equipo automático. Este sistema también elimina la pérdida de carga negativa en el filtro. Cualquier cambio en la rata de flujo ocurre lenta y gradualmente, sin ajuste de la válvula efluente. Esta es la razón primaria de la mejor calidad del agua que se produce en estos filtros.

El sistema de rata variable declinante reduce además la pérdida de carga necesaria en la planta de tratamiento y la profundidad de las cajas de los filtros. Por tanto, es el sistema más ventajoso de los que se describen en este trabajo. Su adopción, tanto para plantas nuevas como para plantas existentes, se recomienda encarecidamente.

REFERENCIAS

1. O'Melia, C. R. & Stumm, W., "Theory of Water Filtration". Jour. AWWA, 59:1393 (Nov. 1967)
2. Eliassen, R., "Clogging of Rapid Sand Filters". Journal AWWA, p. 926, 1941.
3. Ives, K. J., "Filtration Using Radioactive Algae". Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE, p. 23 (May, 1961)
4. Stanley, D. R., "Sand Filtration Studies with Radio-Tracers", Proceedings of the ASCE, 81:592 (1955)
5. Cleasby, J. L.; Williamson, M. M.; & Baumann, E. R. "Effect of Filtration Rate Changes on Quality". Jour. AWWA, 55:869 (July, 1963)
6. Tuepker, J. L. and Buescher, C. A., Jr., "Operation and Maintenance of Rapid Sand and Mixed-Media Filters in a Lime Softening Plant", Journal AWWA, p. 1377, (December, 1968)
7. Baylis, J. R. "Surges in the Flow of Water Through Filters". Pure Water, 10 : 77 (1958)
8. Hudson, H. E., Jr., "Functional Design of Rapid Sand Filters". San. Engr. Div. Amer. Soc. Civ. Engr., 89:SA1:17 (1963)
9. Rogers, M. E., "Effect of Control Systems on Filter Performance". Jour. AWWA, 56:907 (July 1964)
10. Aultman, W. W., "Valve Operating Devices and Rate-of-Flow Controllers". Jour. AWWA, 51:1467 (Nov. 1959)
11. Cleasby, J. L. and Baumann, E. R., "Selection of Sand Filtration Rates", Jour. AWWA, p. 579, (May, 1962)
12. Hudson, H. E., "Declining Rate Filtration". Jour. AWWA, 51:1455 (Nov. 1959)
13. Tuepker, J. L., "Filter Performance Under Varying Operating Conditions". Proc. of Conf. on Water Filtration. University of Missouri at Rolla. (1965)
14. Cleasby, J. L., "Filter Rate Control Without Rate Controllers", Jour. AWWA, p. 181, (April, 1969)

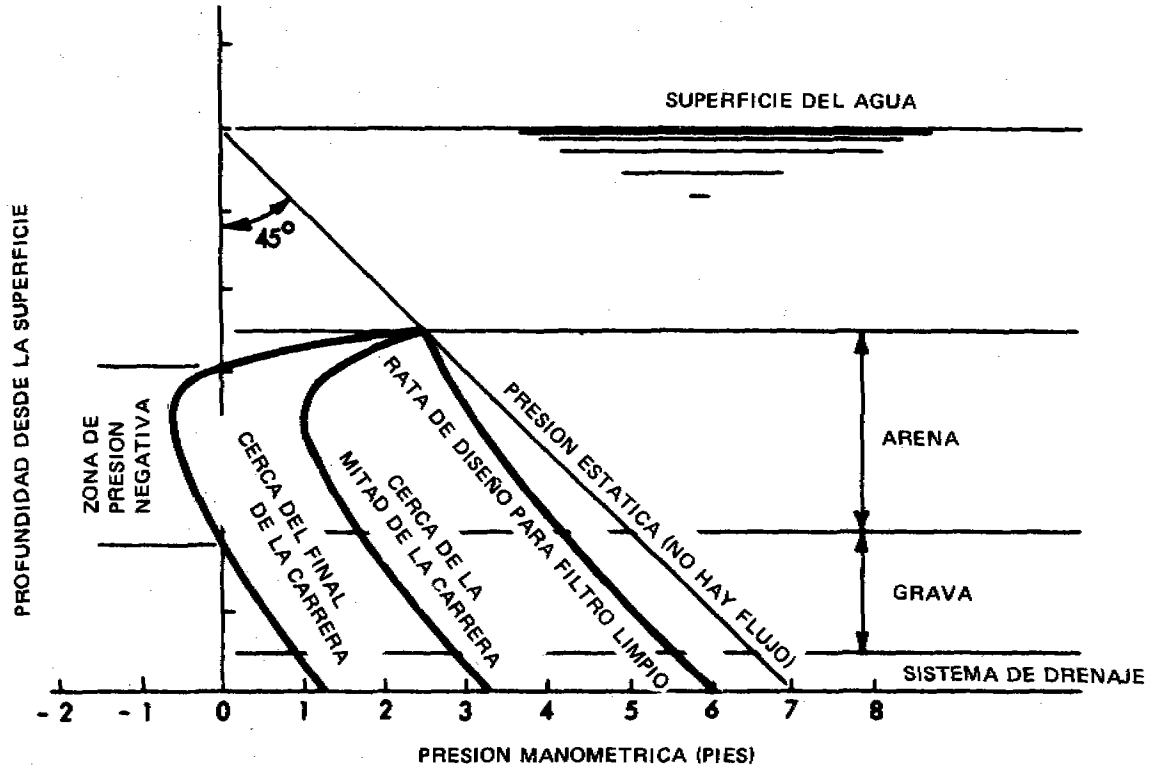


Figura 1. Presión en un filtro por gravedad para diferentes tiempos durante la carrera de filtración

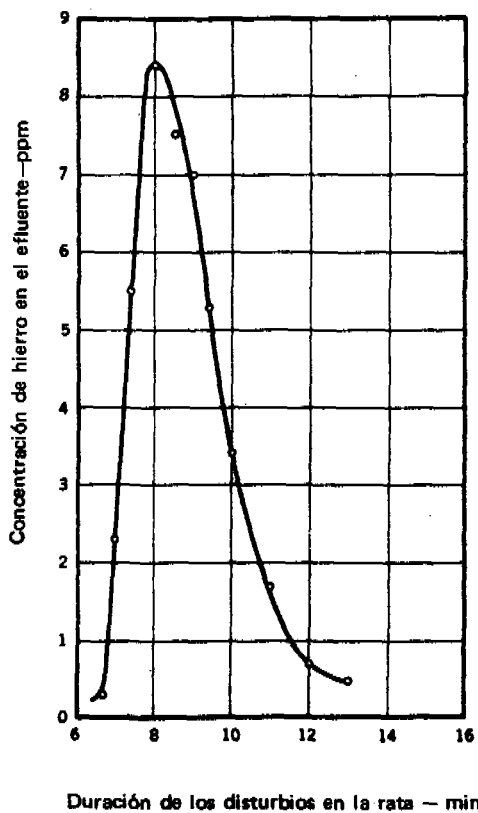


Figura 2. Efecto de un disturbio típico de la rata de flujo en la calidad del efluente. La concentración de hierro en el efluente se incrementa rápidamente después de que el disturbio se inicia. La curva representa la carrera 9a, Referencia 5

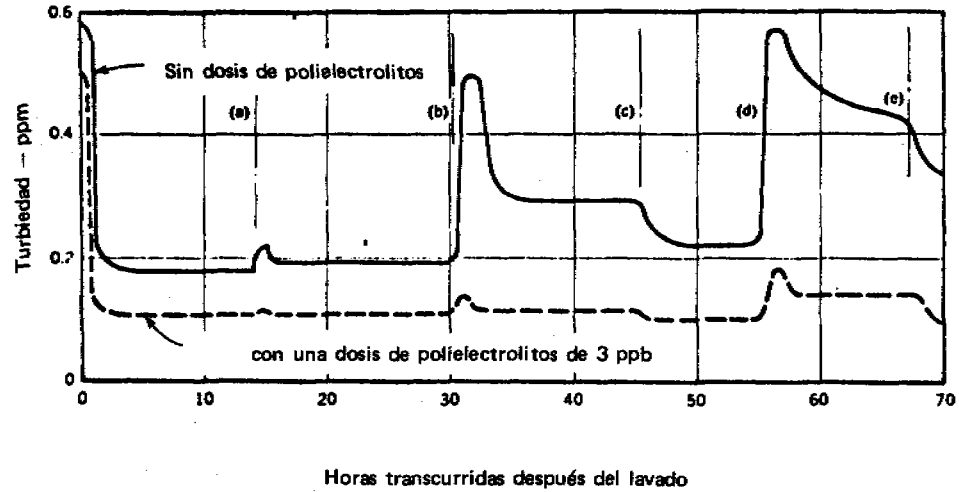


Figura 3. Turbiedad effluente con rápidos cambios en la rata de flujo. En (a) la rata se incrementó hasta 2.5 gpm/p² en 10 segundos. En (b) la rata cambió a 3.5 gpm/p² en 10 seg. En (c) la rata se redujo hasta 2.5 gpm/p² y en (d) la rata se incrementó de nuevo hasta 3.5 gpm/p² en 10 seg. En (c) la rata disminuyó hasta 2.5 gpm/p².

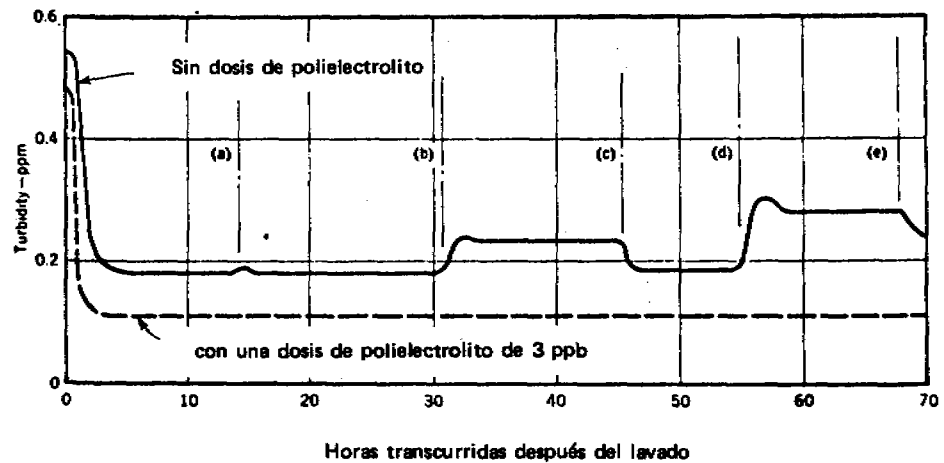


Figura 4. Turbiedad del efluente con cambios graduales en la rata de flujo los cambios fueron iguales a los de la Figura 3, pero se hicieron gradualmente en un período de 10 minutos. Referencia 6

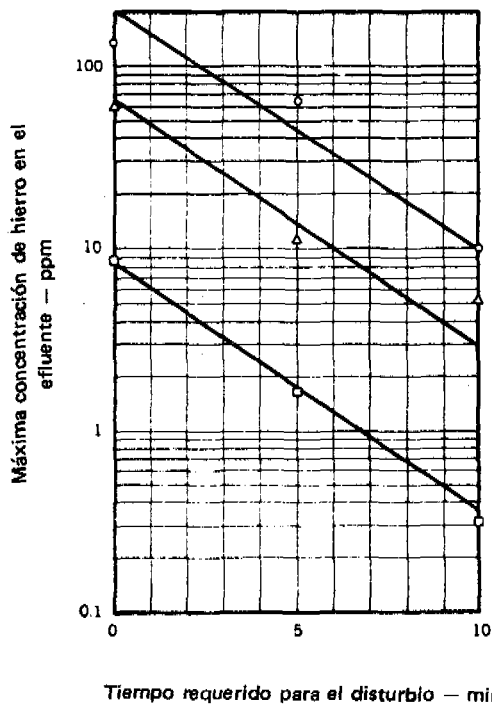


Figura 5. Concentraciones máximas versus tiempo del disturbio. Las curvas indican una relación de primer orden entre las concentraciones máximas y el tiempo para producir el disturbio con una tasa de flujo básica de 2 gpm/p^2 , los círculos indican 100% de incremento, los triángulos 50% y los cuadrados 25%. Referencia 5

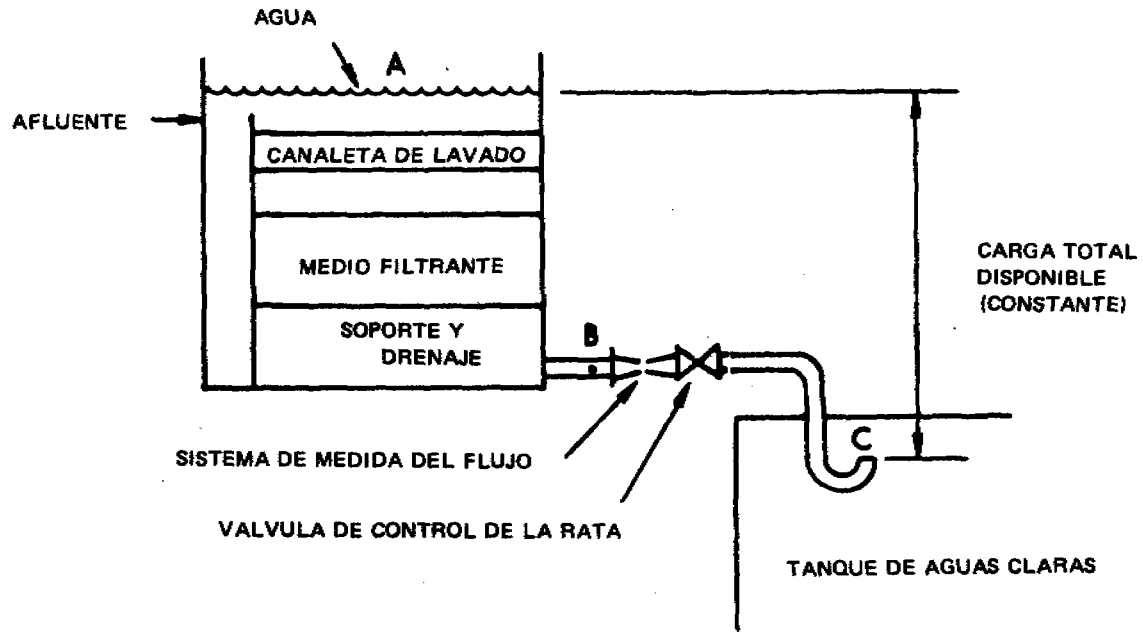


Figura 6a. Control de la rata de flujo en el efluente – Diseño típico del filtro y del tanque de aguas claras

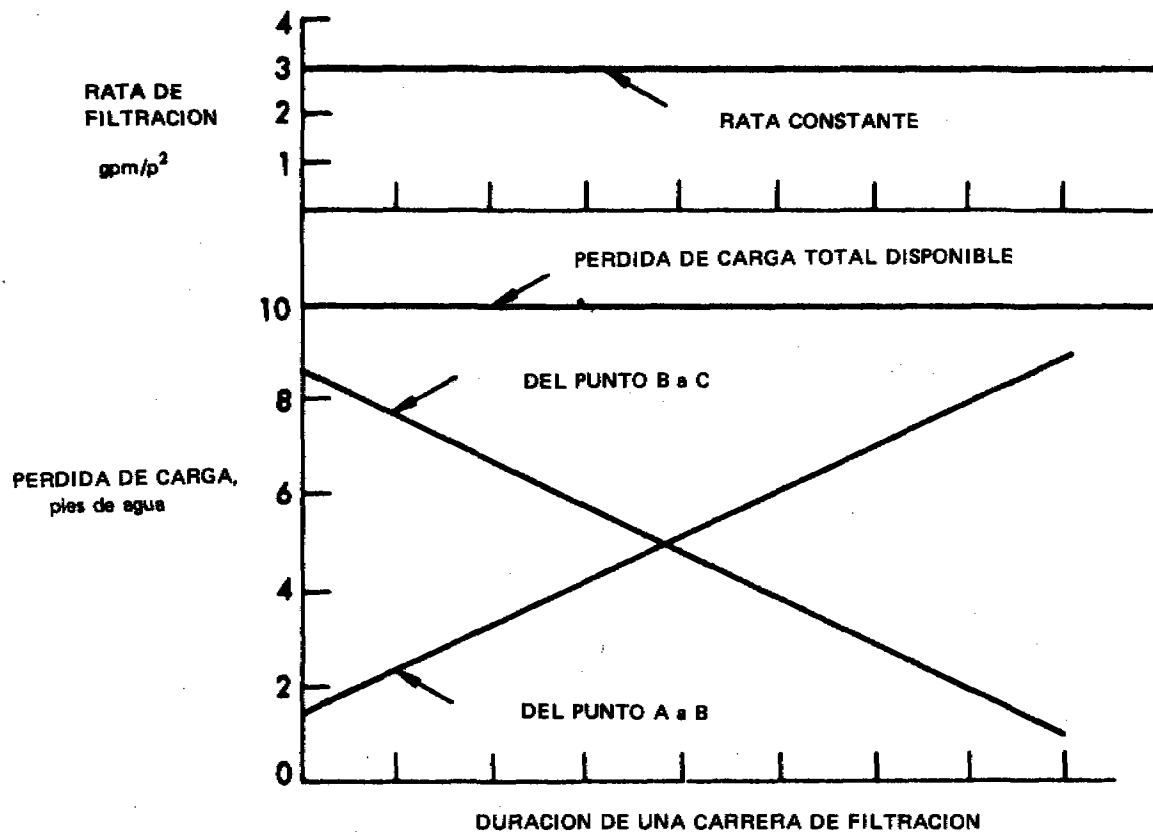


Figura 6b. Control de rata de flujo en el efluente — Rata de filtración y pérdida de carga en un filtro

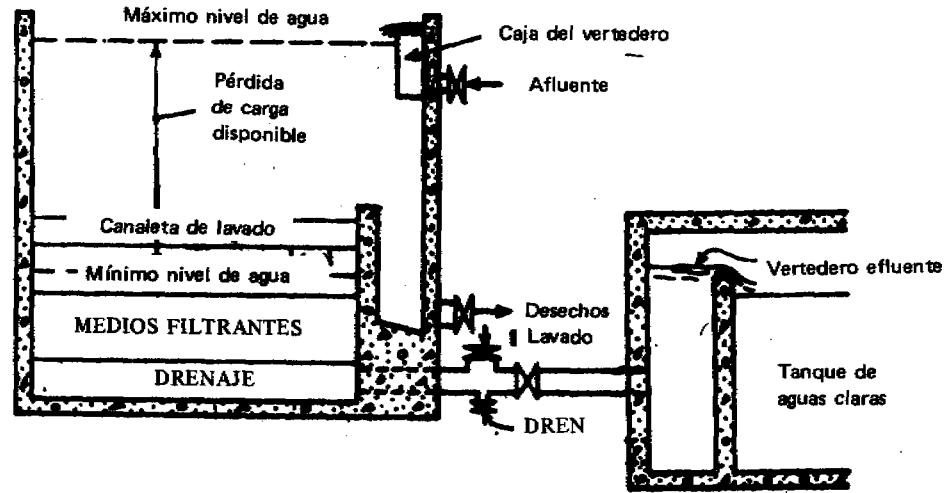


Figura 7a. Afluente igualmente distribuido – Diseño típico de filtro y tanque de aguas claras

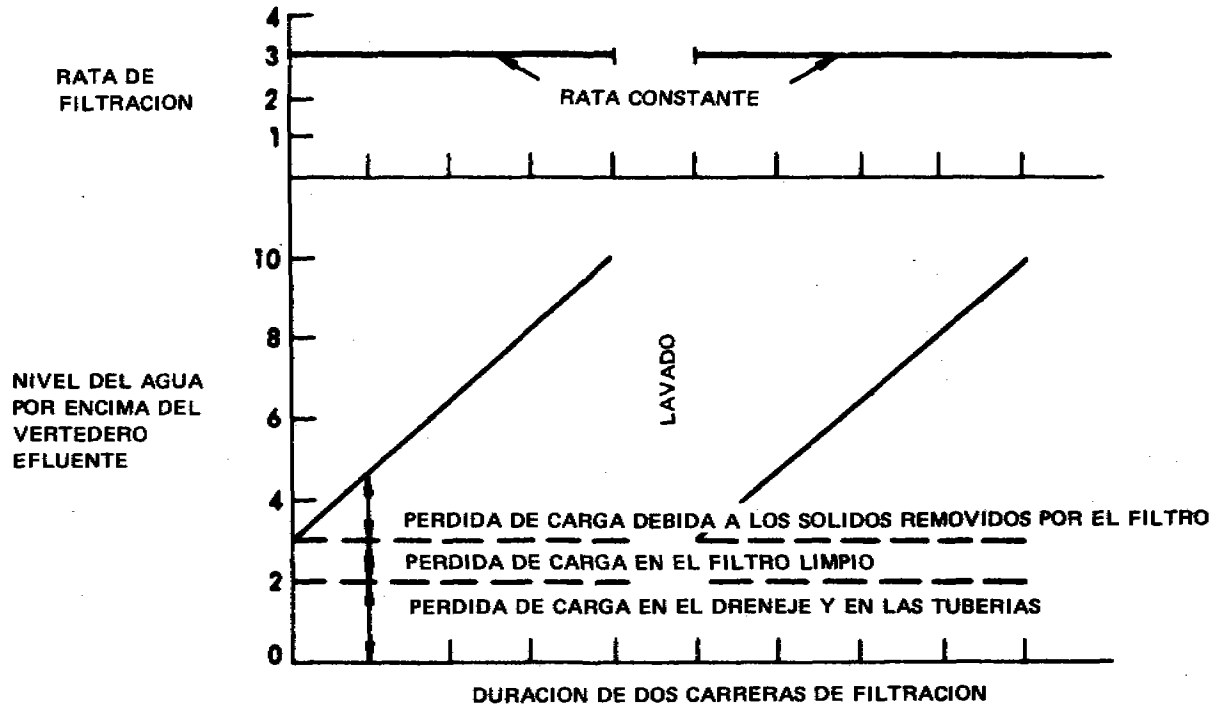


Figura 7b. Afluente distribuido -- Rata de filtração, nivel de agua y pérdida de carga durante dos carreras de filtração

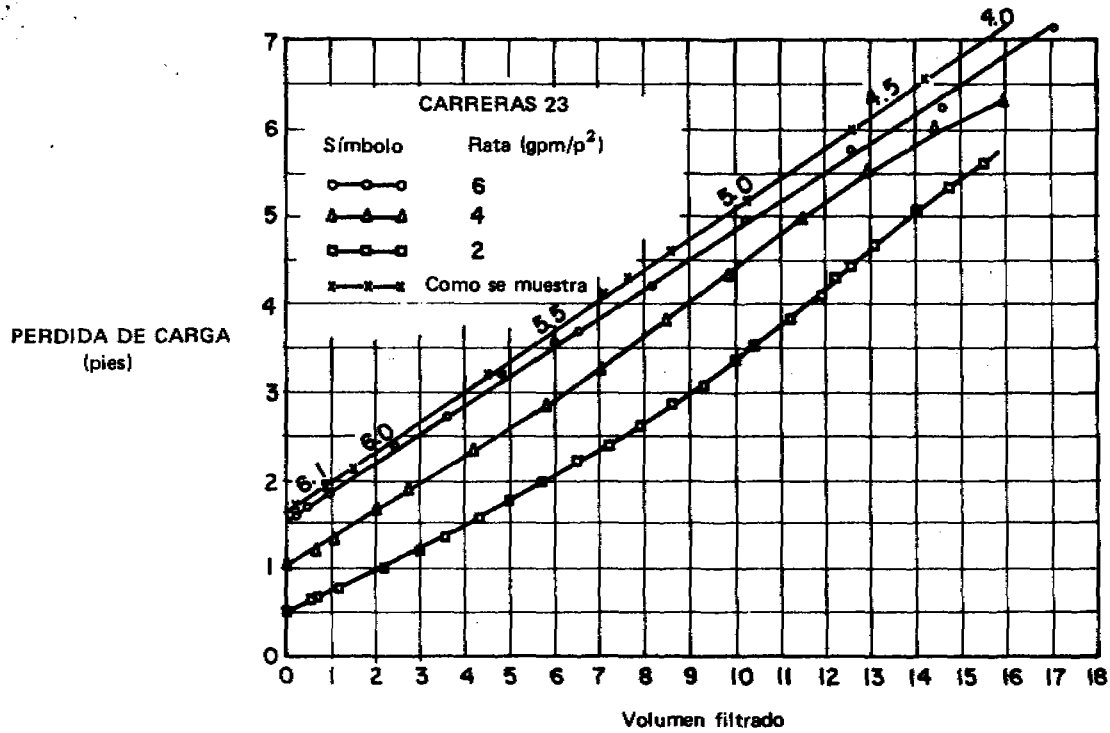


Figura 8a. PERDIDA DE CARGA COMPARANDO VARIAS RATAS CONSTANTES VS. RATA DECLINANTE

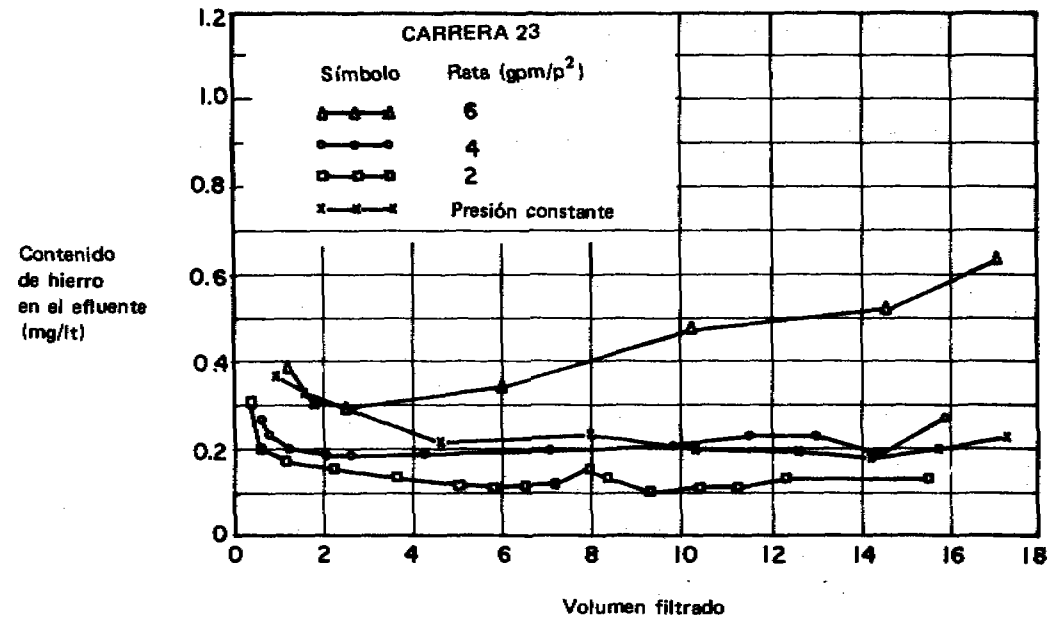


Figura 8b. Calidad efluente comparando varias ratas constantes y ratas declinantes

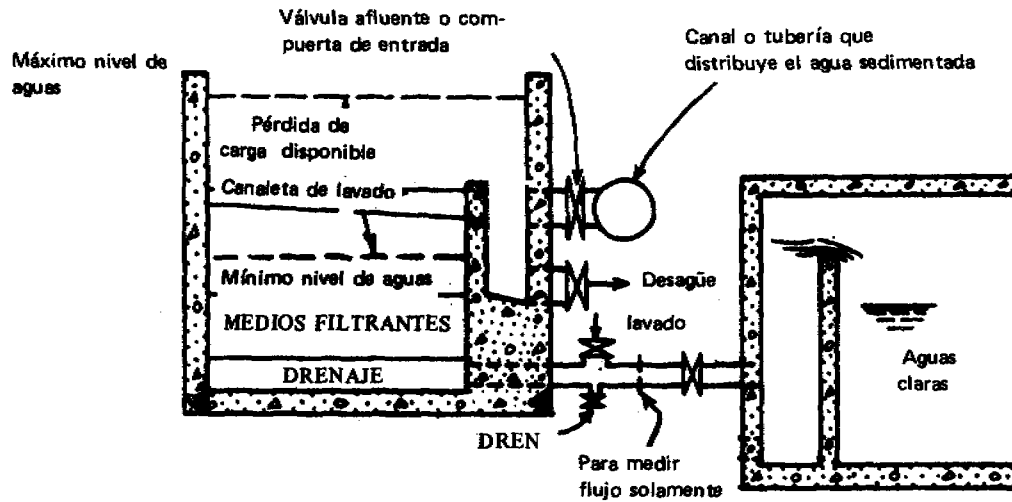


Figura 9a. Rata variable declinante de filtración — Diseño típico del filtro y del tanque de aguas claras

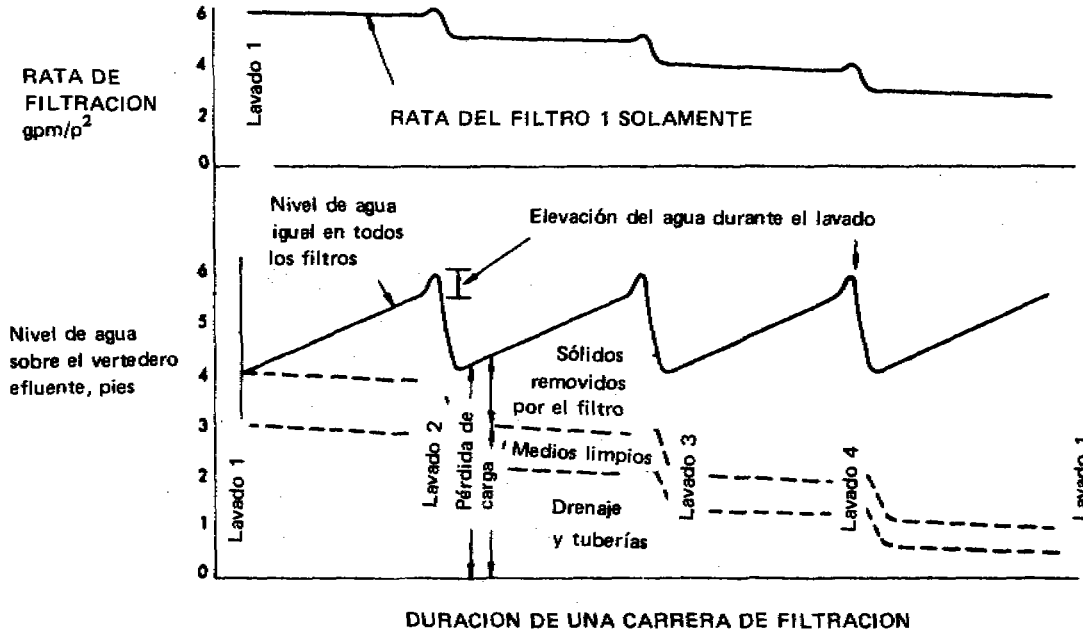


Figura 9b. Rata variable declinante de filtração
 Rata de filtração, pérdida de carga y nivel de
 agua durante una carrera de filtração en una planta
 que tiene cuatro filtros.

RATA VARIABLE DECLINANTE DE FILTRACION

John L. Cleasby
Profesor de Ingeniería Civil
Iowa State University
Ames, Iowa, EE. UU.

En la primera parte de este conjunto de dos trabajos se describieron varios métodos para controlar la rata de filtración y se detallaron las ventajas de dos de éstos sobre los tradicionales. Uno de ellos, el de rata variable declinante de filtración, ofrece ventajas significativas sobre los otros. En este trabajo trataremos sobre experiencias con dicho método.

Caso Práctico I

Planta de tratamiento de Taipei, 1968

El ventajoso sistema de rata variable declinante de filtración puede ser aplicado en muchas de las plantas existentes. Durante el verano de 1968 el autor lo hizo en la planta de tratamiento de Taipei. En la Fig. 10 se muestra, en forma esquemática, la disposición de los filtros en la planta Chan Chu Shan de Taipei, muy similar a la de muchas plantas de tratamiento de los EE. UU.

Esta planta, terminada en 1964, tenía una capacidad promedio de 53 mgd (200,000 mcd). Trataba el agua contaminada de la quebrada de Hsin Tien por medio de coagulación con sulfato de aluminio, floculación de tabiques y mecánica, sedimentación, filtración, y pre y poscoloración. Los filtros estaban equipados con controladores de flujo de rata constante, de manufactura americana. Ninguno de los ocho controladores estaba funcionando en forma adecuada debido a que se pegaban los controles de las válvulas neumáticas. Como la escasez de divisas hacía difícil la obtención de repuestos, se cambió la forma de operación a rata variable declinante con el fin de evitar la utilización de controladores de rata de flujo.

La diferencia principal entre las figuras 10 y 9 es la posición del pozo de aguas claras en relación a la caja del filtro. La disposición que se muestra en la figura 9 está diseñada especialmente para prevenir el desagüe accidental de los medios filtrantes si por alguna razón el afluente es menor que el flujo potencial a través del filtro de acuerdo con la carga prevaleciente disponible y las condiciones de trabajo del filtro (horas de servicio desde el último lavado y posición de la válvula del efluente). Por lo tanto, la disposición mostrada en la Fig. 9 es más sencilla. Sin embargo, con la simple atención del opera-

durante un corto período después del lavado de un filtro, la planta que se muestra en la Fig. 10 fue operada con éxito por el método de rata variable declinante descrito antes.

La única preocupación necesaria para tener éxito era verificar que el nivel del agua permaneciese a por lo menos 3 pulgadas (7 cm) sobre los bordes de la canaleta después del lavado; lo que era esencial para asegurar que el flujo pudiese redistribuirse rápidamente entre los filtros a medida que éstos se ensuciasen y fuesen lavados. Si el nivel de agua bajaba de los bordes de las canaletas, estos bordes empezaban a funcionar en forma parecida a la caja del vertedero de la Fig. 7, dividiendo el flujo en forma más o menos igual entre los filtros. Por lo tanto, el flujo no podía distribuirse por sí mismo, y un filtro limpio, con capacidad mayor que el flujo de entrada prevaeciente, se desaguaría. El hecho de que hubiese que dejar esta mínima profundidad hizo que el total disponible de variación del nivel de agua fuese de sólo 18 pulgadas (0.45 m) en la planta de tratamiento de Chan Chu Shan. El que se obtuviese éxito con esta pequeña variación indica la factibilidad de aplicar este método en muchas de las plantas existentes que cuentan con un rango limitado de nivel de agua disponible.

Se dio al personal las siguientes explicaciones y reglas sobre el procedimiento de operación:

1. La válvula del efluente de un filtro recién lavado se fija después del lavado y no se ajusta nuevamente hasta el lavado siguiente.
2. A medida que los filtros se ensucian, el nivel de agua aumentará en todos los filtros servidos por el canal de entrada común.
3. Cuando el agua alcanza el máximo nivel deseado (antes de que cubra los vertederos del tanque de sedimentación) se lava el filtro que tenga más horas en servicio.
4. Después del lavado, la válvula del efluente del filtro limpio se coloca a 10 o 20% sobre la rata media por filtro de la planta. Por ejemplo, si el promedio de la planta fuese 80 mgd (340,000 mcd) y si hubiesen ocho filtros, la rata promedio por filtro sería 10 mgd (38,000 mcd) de modo que la rata inicial se fija entre 11 y 12 mgd (41,000 a 46.000 mcd).
5. El nivel de agua disminuirá entonces gradualmente hasta que el sistema se equilibre. A medida que el nivel disminuya, el flujo disminuirá en todos los filtros para compensar la rata más alta recién fijada para el filtro limpio.
6. Deben mantenerse en observación los filtros durante aproximadamente 0.5 horas para asegurarse de que el nivel no disminuya demasiado. Si se aproxima mucho a los bordes de la canaleta, el flujo del filtro limpio debe disminuirse, graduando la válvula del efluente. La experiencia mostrará cuál es la mejor rata inicial en relación a la total de la planta. Esta precaución es innecesaria

para las plantas con diseño semejante al de la Fig. 9, para prevenir el desahúe accidental de los medios filtrantes.

7. El proceso se repite nuevamente a medida que los filtros se ensucian y que el nivel del agua vuelve a elevarse.

El procedimiento de operación que emplea rata variable declinante se siguió durante una carrera experimental en la planta de tratamiento de Chan Chu Shan. Ya que la planta está dividida en mitades idénticas, cada una con cuatro filtros, fue posible establecer comparaciones entre este método utilizándolo en cuatro de los filtros (2,4,6,8) y el convencional de rata constante utilizado en los otros cuatro (1,3,5,7). Debido al mal funcionamiento de los controladores de rata, la operación a rata constante se realizó graduando periódicamente, en forma manual, las válvulas del efluente de los filtros 1, 3, 5 y 7.

El método que empleó ratas variables declinantes produjo agua de mejor calidad que la de los filtros de rata constante, como lo muestra la Tabla I. Es evidente, según se ve en esta tabla, que todos los filtros debían haber sido lavados a las 48 horas aproximadamente. Después de ese intervalo, bajo las condiciones prevalecientes de agua cruda y de pretratamiento, el agua presentaba un marcado deterioro.

TABLA 1

COMPARACION DE RATA VARIABLE DECLINANTE Y RATA CONSTANTE DE FILTRACION PARA UNA CARRERA DE FILTRACION ENTRE EL 5 Y EL 9 DE JULIO DE 1968

FILTRO No.	RATA VARIABLE DECLINANTE				RATA CONSTANTE			
	2	4	6	8	1	3	5	7
Rata inicial – gpm/p ²	6.0	6.25	5.9	6.1	6.3	6.3	6.2	6.3
Rata final – gpm/p ²	5.25	5.8	5.0	5.0	6.3	5.9	5.0*	6.1
Turbiedad promedio del efluente – ppm escala de sílice								
Primeras 48 horas	0.21	0.21	0.38	0.31	0.3	0.75	1.05	0.7
Después de 48 horas	0.35	1.1	–	–	–	2.2	2.2	3.0
Pérdida de carga								
Gradiente al iniciar – pies/día	3.0	3.1	3.0	3.0	2.2	3.1	2.9	2.9
Gradiente al terminar – pies/día	1.9	2.6	1.4	1.9	1.7	1.9	1.0	1.9
Horas de operación	71	71	40	37	40	64	64	94
Pérdida de carga proba- ble – pies	9.3	8.5	6.1	6.2	5**	9.6	5.7	8.5

* La rata disminuyó a 5, aproximadamente a la mitad de la carrera de filtración.

** Las observaciones experimentales fueron descontinuadas en este punto; los filtros aún están en operación.

$$\text{gpm/p}^2 \times 2.46 = \text{m/hr}$$

$$\text{pies/día} \times 0.3048 = \text{m/día}$$

Se calcula que la operación mediante rata variable declinante proporciona carreras de filtración más cortas, ya que no se hacen ajustes en la válvula del efluente durante las mismas. Lamentablemente, esto no puede afirmarse en forma definitiva debido a la dudosa validez de los datos sobre pérdida de carga.

La pérdida de carga probable mostrada en la Tabla I se estimó aproximadamente, calculando la gradiente inicial de la curva de pérdida de carga, prevaleciente también durante el período registrado de pérdida de carga cero.

Lo que hacían los operadores era terminar las carreras a una pérdida de carga registrada de 6.5 pies (2 m). La amplia diferencia en el largo de las carreras, evidente en la Tabla 1, era debida a una lectura errónea de la pérdida de carga cero. La pérdida de carga real correspondiente a la registrada de 6.5 pies (2 m) variaba considerablemente, de acuerdo a lo que se indica en la tabla como probable pérdida de carga.

La inclinación decreciente de la curva de pérdida de carga cerca al final de la carrera era debida a dos factores. En el caso de los filtros de rata variable declinante se debía principalmente a la rata declinante de filtración, mientras que en el caso de los filtros de rata constante (*graduados manualmente*) se debía principalmente al creciente paso de turbiedad, hasta que los niveles de turbiedad del efluente se aproximaban a los del afluente.

Caso Práctico II

Planta de tratamiento de Ames, Iowa, 1972

En 1972 la planta de tratamiento de Ames fue ampliada para poder satisfacer la creciente demanda de agua. Durante dicha expansión los filtros existentes fueron convertidos a rata variable declinante y los nuevos se construyeron también de este tipo.

La planta de Ames es una planta de ablandamiento con cal que trata agua dura de pozo (aproximadamente 400 mg/lit de dureza total). La planta fue construida originalmente en 1927, únicamente para remoción de hierro, con cuatro filtros con una capacidad promedio de 2 mgd (7640 mcd). En 1932, se añadieron las unidades ablandadoras con cal para lograr un proceso en dos etapas cal-cenizas de soda, con recarbonatación, y se añadieron dos filtros para elevar a 3 mgd (11,400 mcd) la capacidad promedio total de la planta.

En 1958 se estudió la posibilidad de aumentar la capacidad de la planta incrementando las ratas de filtración. Se vio que era posible producir un agua aceptable a ratas de filtración de hasta 4 gpm/pie² (9.9 m/hr). Los filtros originales que necesitaban ser reemplazados fueron equipados con controladores automáticos de rata constante para el efluente. La tubería del efluente se modificó para adaptarla a las ratas de filtración más altas y los controladores de rata fueron reemplazados con válvulas de control del efluente operadas en forma manual. En 1962 se añadió un nuevo tanque de sedimentación a la planta de ablandamiento y, mediante la operación en paralelo de las dos etapas de la planta durante las épocas de mayor demanda de agua (ablandamiento en una sola etapa),

la planta y los filtros existentes pudieron ser operados hasta aproximadamente 6 mgd (22,800 mcd). Durante las épocas de menor demanda la planta era operada como una planta de tratamiento en dos etapas.

En 1970 se hizo necesaria otra expansión. Se añadieron dos filtros de doble tamaño que los originales, además de nuevos aeradores y se dio mayor capacidad al tanque de mezcla. Al hacer esto, se aumentó la capacidad de la planta a 10 mgd (38,000 mcd). Es interesante anotar que parte de la planta original de 1927 fue incorporada en la expansión realizada en 1971, lo que facilitó la conversión de los filtros al método de operación de rata variable declinante.

Se han mencionado estos detalles para mostrar cómo se aplicó, con algo de atrevimiento e ingenio, la moderna tecnología tanto en la filtración como en el ablandamiento con cal, a fin de aumentar la capacidad de esta planta de 3 mgd a 6 mgd (22,800 mcd) con un costo total de US\$ 110,000 en 1962, y de 6 mgd (22,800 mcd) a 10 mgd (38,000 mcd) con un costo total de US\$ 320,000 en 1971. Los costos de ambas expansiones fueron sustancialmente menores que lo que hubiese costado una nueva planta de capacidad comparable.

La última expansión permite que los seis filtros originales y los dos nuevos actúen como filtros de rata variable declinante. Los dos canales que formaban parte de la planta original de 1927 (para proporcionar tiempo de reacción para la precipitación del hierro) que no habían sido utilizados desde 1932, fueron puestos nuevamente en servicio. Uno sirve ahora como canal del afluente del filtro y el otro como canal del efluente. Se hizo un hueco rectangular en la pared de concreto del segundo canal para comunicarlo con el estanque de almacenamiento. Este hueco sirve como vertedero del efluente para limitar el descenso del nivel del agua en los filtros y evitar que se desagüen.

Para ilustrar la forma de operación de estos filtros, en marzo de 1972 se recolectaron datos a escala de la operación de la planta durante un período de 6 días.

En esta lapso, sólo estaban en operación 2 de los filtros viejos más pequeños (2 y 3) y los dos nuevos de tamaño doble (7 y 8).

La figura 11 muestra el nivel del agua, la rata de filtración y la turbiedad para cada uno de los cuatro filtros durante este período de operación. El nivel del agua es el mismo para los cuatro filtros. En la figura 11, al tiempo cero, los filtros tenían las siguientes horas de servicio: No. 2 - 12 horas, No. 3 - 43 horas, No. 7 - 45 horas y No. 8 - 24 horas. En esta figura deben notarse varias cosas:

- i. El comportamiento del sistema real no es exactamente igual al del idealizado que se muestra en la Fig. 9b. Esto se debió principalmente a los intervalos desiguales entre los lavados y también al hecho de que los filtros 2 y 3 son la mitad de los filtros 7 y 8.
- ii. La tendencia a rata declinante era más evidente en los filtros nuevos (7 y 8). El filtro 8 declinaba de 1070 gpm (5900 mcd) con 24 horas de servicio al comienzo, a 750 gpm (4090 mcd) a las 110 horas cuando fue lavado. El filtro 7 empezó a 1300 gpm (7100 mcd) después de ser lavado (2.5 días), y declinó a 840 gpm (4580 mcd) al final del período de observación (5.6 días).

- iii. La variación en el nivel del agua fue de aproximadamente 0.75 pies (0.23 m), excepto durante el lavado de un filtro; ya que la carga del filtro que está siendo lavado fluye hacia los otros y el nivel del agua se eleva a medida que aumenta la rata para acomodar el incremento de flujo. Cuando uno de los filtros grandes (7 u 8) era retirado del servicio para su lavado, el nivel se elevaba sólo a alrededor de 0.25 pies (0.08 m) en los restantes. Un filtro pequeño equivalía a un sexto del área total de filtros en servicio.
- iv. La turbiedad crecía en forma gradual en el filtro del efluente a medida que avanzaba la carrera de filtración, como se aprecia en la Fig. 11 para los filtros 7 y 8. Después del lavado la turbiedad era de aproximadamente 0.1 U.T.J.* y aumentaba a aproximadamente 1 U.T.J. antes del lavado.
- v. Durante el lavado de un filtro el aumento gradual de la rata sobre los otros causó, como era de esperar, aumento en la turbiedad del efluente. Por ejemplo, después de 2.4 días, cuando se lavó el filtro 7, la turbiedad del efluente del filtro 8 aumentó por un corto período a 3.8 unidades. En ese momento el filtro 8 tenía 83 horas de servicio y estaba completamente sucio. A los 3.7 días, cuando se lavó el filtro 8, la turbiedad del efluente del filtro 7 se elevó a 1.25 U.T.J. El menor detrimento en este caso se debió a que el filtro tenía solo 29 horas de servicio en ese momento.

Se podría criticar los niveles de turbiedad del agua filtrada, especialmente durante el lavado de uno de los filtros. La planta de Ames ha tenido, por muchos años, una meta de 1 U.T.J. de turbiedad, la que consigue la mayor parte del tiempo en los filtros individuales y todo el tiempo si se considera la producción total.

Si los aumentos de rata asociados con el retiro del servicio de un filtro para su lavado se hubiesen hecho en forma súbita en vez de gradualmente, el detrimento en la calidad hubiese sido mucho mayor. En la figura 12 se muestra el detrimento que experimentó el efluente del filtro 8 cuando se aumentó súbitamente la rata de 900 a 1,125 gpm (4,900 a 6,150 cmd) cuando el filtro tenía 89 horas de servicio, lo que contrasta con los resultados de un típico aumento gradual de rata durante la filtración con rata variable declinante. Los resultados presentados para el aumento gradual son un duplicado de los presentados en la Fig. 11 a los 2.5 días. Son evidentes los beneficios asociados con el cambio gradual en la rata obtenidos con la rata declinante de filtración. Estos cambios graduales ocurren sin que se tenga que utilizar ninguna válvula de control complicada que pueda funcionar mal con el tiempo o la falta de mantenimiento. Esta es una de las ventajas efectivas de las que se habla en la primera parte de este trabajo.

* Unidades de Turbiedad Jackson.

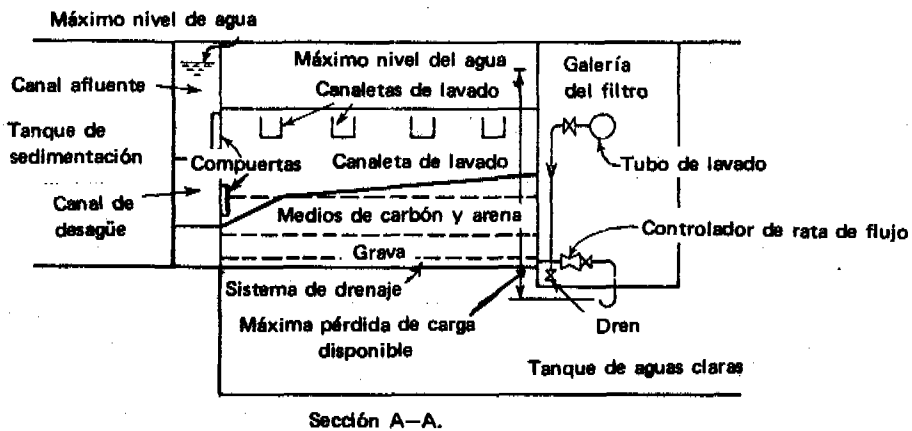
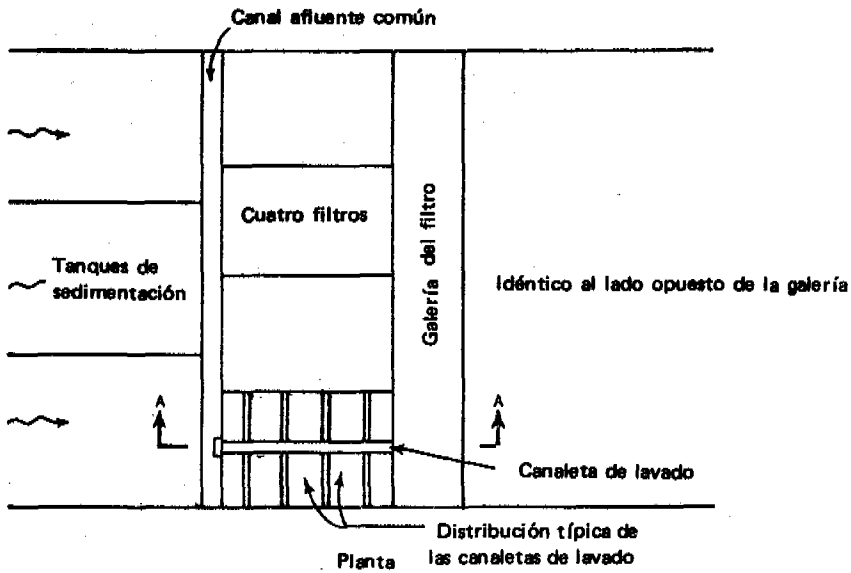


Fig. 10 Disposición de los filtros en la planta de tratamiento de Chan Chu Shan

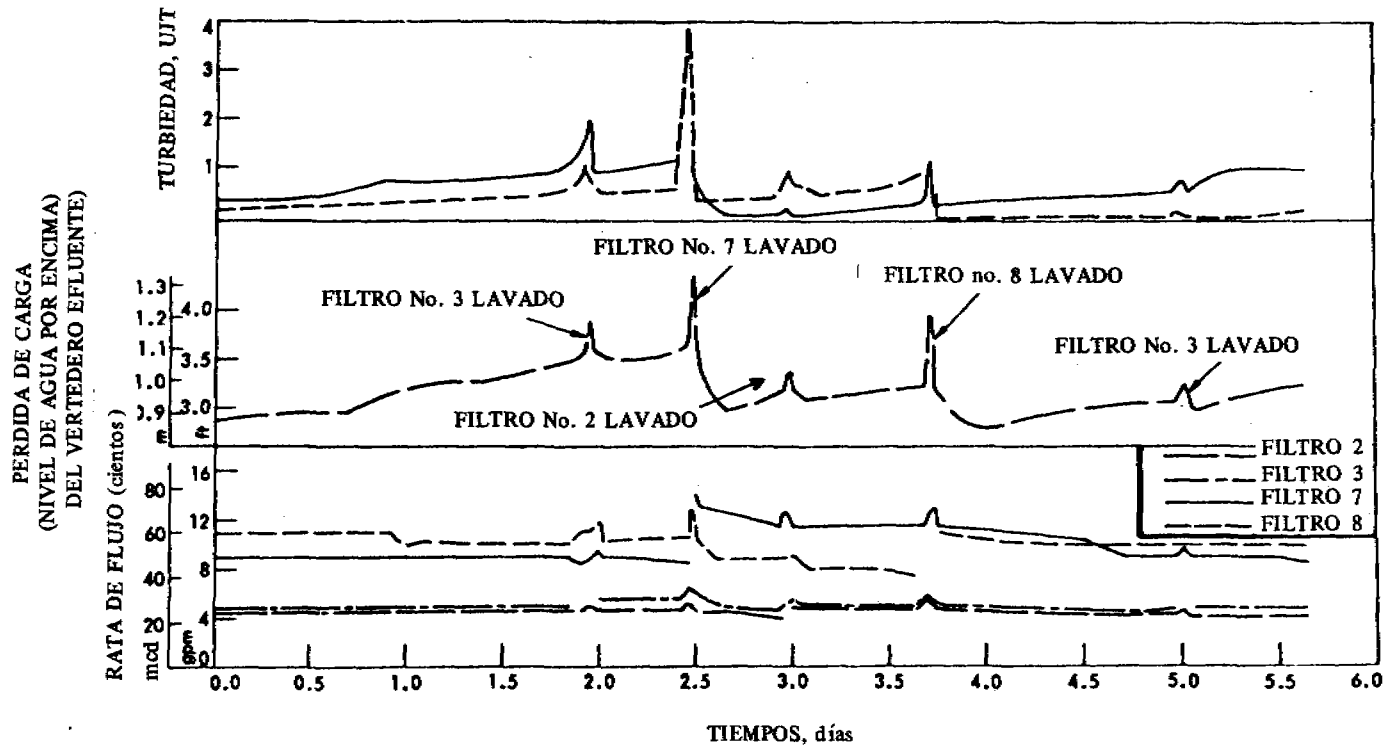


Fig. 11. Datos de operación obtenidos en los filtros de rata variable declinante de Ames, Iowa, en marzo de 1972. El nivel de agua es el mismo para todos los cuatro filtros.

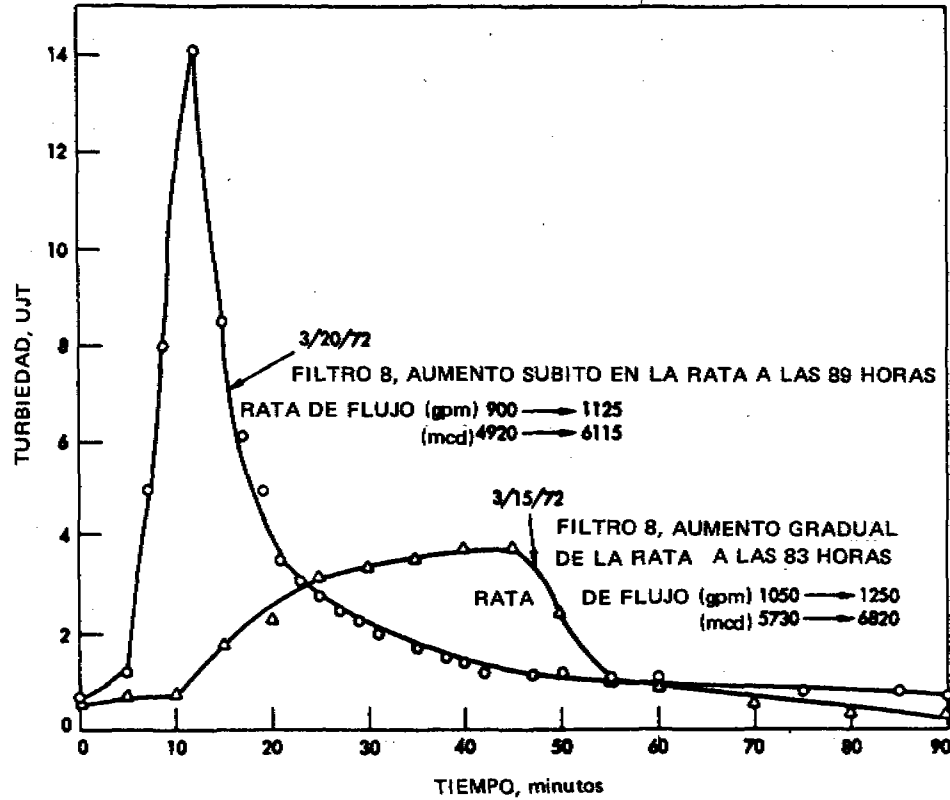


Fig. 12. Comparación del efecto en la turbiedad efluentes, producido por un cambio súbito en la tasa de filtración y un típico cambio gradual de ella, tal como ocurre en la tasa declinante de filtración.

DISCUSION

TEMA V

SISTEMAS DE CONTROL DE LOS FILTROS

1. **¿Qué sistema podría usarse para calcular la producción media de los filtros en sistemas de rata declinante?**

No hay mayor problema en calcular la rata promedio de producción de los filtros de rata declinante, por cuanto cualquiera sea la velocidad con que trabaje el filtro más limpio, la producción total de la planta es la misma e igual a la cantidad de agua afluente. Al principio de la carrera de filtración el nivel del agua debe descender bastante, lo que no produce mengua en la calidad del agua filtrada. La preocupación por la producción promedio de los filtros sólo es justificable cuando se trata de readaptar una planta de tratamiento existente, como en el caso de Taipei. En este caso, si se abre demasiado la válvula, el agua puede descender por debajo de la superficie del lecho de arena, lo que sería perjudicial. En circunstancias como éstas debe calcularse la rata de trabajo al principio y al final de la carrera, lo que sólo puede determinarse experimentalmente en la planta de tratamiento que se está rediseñando.

Al estudiar los datos de la planta de tratamiento de Ames, Iowa, se puede observar que la rata de flujo al principio de la carrera fue casi el doble de la que se tuvo al final de la misma. En Taipei la rata de flujo no declinó tanto.

2. **¿En qué momento debería hacerse el lavado de los filtros con rata declinante cuando se alcanza la máxima pérdida de carga o por irrupción de turbiedad?**

Cuando se tiene monitores de turbiedad es posible lavar lo filtros en el momento en que ésta excede cierto límite. Tal es el caso, por ejemplo, de Ames, Iowa, donde los dos nuevos filtros tienen monitores que permiten ver cuando hay que lavar un filtro por irrupción de turbiedad.

Si no se dispone de dicho sistema, debe lavarse de acuerdo con los niveles de agua que se establezcan en el filtro. Cuando el nivel de agua alcanza cierto punto máximo es tiempo de lavar. En este caso, se lava el filtro que tenga mayor número de horas de servicio.

Debe recordarse que durante el lavado de un filtro, el nivel del agua subirá en los otros, debido a que tienen que trabajar con una rata mayor de flujo. En Ames, por ejemplo, este aumento de nivel fue del orden de 9''.

3. En la planta de agua potable de Cuenca, Ecuador, se hicieron experiencias con rata declinante, obteniéndose muy buenos resultados.

Se disponía de ocho unidades de filtración. En la serie A, compuesta de cuatro unidades, se mantuvo la filtración normal con una velocidad constante de 2 gpm/p^2 . En la serie B, compuesta también de cuatro unidades, se suprimieron los controladores de rata de filtración. Se dejó que esta batería trabajara con rata variable declinante, regulando las válvulas de salida para aceptar un caudal máximo de 7.5 gpm/p^2 . La cantidad de agua tratada en la serie A, o sea la de rata constante, fue de 120 lt/seg ; En la serie B de rata variable declinante se alcanzó a tratar 160 lt/seg . Los resultados globales de turbiedad son: para la serie A, 3.5 U. J. como promedio; para la serie B, 1.5 U. J. ; o sea que se pudo incrementar la capacidad de producción de los filtros casi en 50% , disminuyendo notablemente las turbiedades efluentes. Este ensayo duró aproximadamente una semana.

TEMA VI

PLANTAS DE TRATAMIENTO

PLANTAS SIMPLIFICADAS DE TRATAMIENTO DE AGUA -- UNA NECESIDAD PARA AMERICA LATINA

Jorge Arboleda

Asesor Regional en Tratamiento de Agua
Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria
y Ciencias del Ambiente (CEPIS)

LIMA-PERU

En América Latina, desde la época de la Colonia se hicieron acueductos, a veces con la ayuda de colonos generosos, para abastecer a las incipientes ciudades.

Las primeras plantas de tratamiento con filtros lentos se construyeron en algunos países (Argentina, Uruguay, Brasil) en el último cuarto del siglo XIX, en otros en el primero del siglo XX. El establecimiento de la Oficina Sanitaria Panamericana en 1924 (*) ayudó a los gobiernos a tomar conciencia sobre la necesidad de potabilizar los abastecimientos de consumo municipal, de forma que antes de la segunda guerra mundial (1939), muchas de las grandes ciudades latinoamericanas contaban ya con plantas de tratamiento completas, y más de 30 ingenieros habían sido becados para estudiar ciencias sanitarias en los Estados Unidos.

Desde esa época hasta hoy día, América Latina pasó de 122 millones de habitantes a 280 millones, de cuatro ciudades con más de un millón de personas a 11 ciudades, y los problemas del medio ambiente y específicamente del abastecimiento de agua se hicieron en muchas partes alarmantes.

El período de postguerra ha visto la aparición y desarrollo de una serie de organismos internacionales de crédito, tales como : Banco Interamericano de Desarrollo (BID); Agencia Internacional para el Desarrollo (AID); Banco Interamericano de Reconstrucción y Fomento (BIRF) y Banco de Exportación e Importación (EXIMBANK), que han aportado ingentes sumas de dinero para la financiación de obras de acueducto y alcantarillado. Paralelamente se crearon en toda la región organismos estatales o semi-estatales independientes, que dedicaron todos sus esfuerzos en forma exclusiva al saneamiento municipal.

En la Carta de Punta del Este, firmada en 1961, se fijó como meta para el decenio (1961-1971) el proporcionar servicios de abastecimiento de agua y alcantarillado a por los menos el 70% de la población urbana y al 50% de la rural.

(*) Anteriormente se le conocía con el nombre de Oficina Sanitaria Internacional. Como tal se estableció con carácter permanente en 1902.

Un grupo de estudio de nivel ministerial, en 1962 estimó que para alcanzar dichas metas (1), se requerirían por lo menos 5,250 millones de dólares.

Sin embargo, los fondos aportados conjuntamente hasta 1969 por los organismos internacionales de crédito fueron sólo de 636 millones y sumándoles los otros fondos nacionales, alcanzaron la cifra de 1,689 millones, lo que está bastante por debajo de los requerimientos estimados.

Al estudiar detenidamente los datos suministrados por Wolman, Hollis y Pineo (1) se ve que solamente el 59% de la población de las ciudades de América Latina en 1969 (véase la tabla 1) tenían conexiones domiciliarias en sus casas y un porcentaje mucho menor (que tal vez no alcanza al 30%) contaba con agua no siempre potable en sus viviendas.

El abastecimiento rural está aun en peores condiciones, pues alcanzaba al 11%, con conexiones domiciliarias y al 16% en total.

De lo anterior se deduce que los fondos disponibles en América Latina para transportar el agua, tratarla y distribuirla en los centros poblados son del todo insuficientes, y dado el crecimiento explosivo de la población en esta parte del mundo, no se puede esperar mucho de la década venidera.

La única alternativa que se presenta para solucionar este angustioso problema, es la de abaratar los costos de construcción y mantenimiento, para hacer posible ejecutar más obras con menos dinero.

Es aquí donde el ingeniero sanitario latinoamericano encuentra un campo de trabajo vasto y abierto a toda clase de ideas originales; es aquí donde el ingenio de nuestros colegas debiera agudizarse para esquivar las rutas conocidas y encontrar soluciones nuevas a los viejos problemas.

PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUA EN AMERICA LATINA

Las plantas de tratamiento en América Latina han sido copias ligeramente modificadas de las que se usan en los países más industrializados del mundo. Esto se debe a que el gran desarrollo comercial de estos países, impulsa el uso de equipos producidos en ellos, los cuales son exportados conjuntamente con la tecnología que los origina.

Esta práctica se ha mantenido inmodificada hasta el presente. Debe observarse, no obstante, que una instalación industrial (y una planta de tratamiento debe considerarse como tal) no puede operar correctamente si necesita para su funcionamiento de un nivel tecnológico más elevado que el que posee el país donde se construye. Lo anterior es tanto más cierto cuanto mayor sea el número de trabas impuestas a la importación tanto de personal como de equipos y piezas de repuesto.

Esta situación se hace aún más crítica, en la industria del agua, la cual, frente a las

apremiantes necesidades de los países en vía de desarrollo, viene a ser una industria débil, trabajosamente soportada por el Estado y con una angustiosa carencia de fondos en la mayoría de los casos.

En la figura 1 se esquematiza la forma como han venido operando las plantas de tratamiento de agua existentes en la actualidad en América Latina, las cuales por el cúmulo de equipos que necesitan, quedan dependiendo como punto de partida del desarrollo industrial foráneo.

Es éste el que mantiene al abastecedor internacional y origina un "know-how" que por diversos canales de comunicación llega a influenciar la tecnología local al suministrarle información.

La tecnología local por su parte, apoyada desde fuera, crea una capacidad de mantenimiento y operación utilizando para ello los servicios de los abastecedores nacionales de equipo y sustancias químicas que a su vez dependen de los extranjeros.

Es de advertir que en no pocos casos la industria foránea directamente maneja el sistema de agua o da a los operadores locales solamente los conocimientos indispensables como para que controlen su funcionamiento rutinario, sin suministrar mayor información sobre sus principios básicos y por tanto sin beneficiar el nivel tecnológico nacional.

Otras veces los exportadores internacionales abastecen el mercado de sustancias químicas y repuestos directamente sin auxilio de los expendedores locales.

Cualquiera sea la situación, el problema radica en las comunicaciones. Las plantas de tratamiento de agua se instalan a gran distancia de los centros industriales que les envían el equipo y a veces sustancias químicas fundamentales para su funcionamiento.

El sistema de comunicación entre expendedor internacional y comprador nacional opera difícilmente en casi todos los países de la región. En la transferencia de conocimientos, las barreras idiomáticas dificultan el intercambio y en las operaciones comerciales, las barreras aduaneras y la escasez de divisas hacen muy lento e inoperante el mecanismo de adquisición de materiales.

Esto ha producido una seria discontinuidad o incomunicación, entre el desarrollo tecnológico e industrial foráneo, que originaron las ideas básicas de diseño cuando no el diseño mismo, así como el equipo que se utiliza y el desarrollo tecnológico e industrial del país comprador, que tienen que crear la capacidad de mantenimiento y operación del sistema.

Son pocas las plantas de tratamiento que el autor ha visitado en los diferentes países latinoamericanos, en donde todo el equipo instalado está en buenas condiciones y operando correctamente. En muchos casos, piezas tan fundamentales como los agitadores del tanque de mezcla o coagulación, los reguladores de caudal del filtro, los medidores de flujo o pérdida de carga y aun los cloradores no trabajan desde pocos años después de colocados.

La explicación que se ha venido dando para esto, es la falta de entrenamiento de los operadores.

Debemos reconocer que la escasez de recursos humanos, tiene mucho que ver en las dificultades encontradas, pero lo cierto es que aun algunas de las grandes plantas de América del Sur manejadas por personal altamente calificado tienen serios problemas de operación y mantenimiento, por la dificultad de obtener oportunamente la información necesaria o las piezas de repuesto requeridas.

Si esto sucede en las ciudades más desarrolladas, ¿qué se puede esperar de medianas y pequeñas localidades, en donde los problemas de transporte y comunicación con los centros industriales es todavía más difícil?

SOLUCIONES AL PROBLEMA

No podemos seguir adoptando la cómoda posición de culpar a los operadores como los únicos responsables del pobre funcionamiento de las plantas de potabilización de agua en América Latina. Es cierto que deberíamos hacer los mayores esfuerzos para capacitar este personal, pero sería quizás también apropiado estudiar en forma crítica los diseños que estamos ejecutando y analizar por qué las mismas dificultades se están presentando en casi todos los países.

¿No sería más juicioso pensar en un tipo de planta diferente, en el que el empleo del equipo sea mínimo o su manejo no exceda el nivel industrial y tecnológico del lugar donde se construye?

PLANTAS DE TRATAMIENTO SIMPLIFICADAS

Para poder llegar a una solución de este tipo hay que redefinir las metas. Si lo que se busca es producir la mejor calidad de agua, al mínimo costo de construcción y operación, todo lo que no cumpla con ese propósito debe ser eliminado del diseño.

En consecuencia, debe analizarse cuidadosamente qué parte del equipo es realmente importante para cumplir las normas sobre calidad que se establezcan y qué parte es superflua y no contribuye a mejorar el producto o a facilitar su control.

Creo sinceramente que hemos heredado del pasado una buena cantidad de equipo que no sólo es innecesario, sino que complica la operación y el control de las plantas de tratamiento, y por lo mismo hace menos confiable la calidad del efluente.

Por fortuna existe en la actualidad la tecnología para simplificar los proyectos hasta límites compatibles con un buen funcionamiento, aun en condiciones de subdesarrollo industrial.

Para poder aplicar dicha tecnología debemos reestudiar todo el proceso de clarificación del agua, abandonando con decisión muchas de aquellas ideas que hemos venido

arrastrando desde hace ya más de quince lustros y que en el presente han demostrado su inutilidad, tales como la necesidad de filtrar con velocidad constante, de mezclar el agua con los coagulantes durante 30–60 segundos, cuando las reacciones quedan completas en fracciones de segundo, de sedimentar durante tres a seis horas, cuando en las dos primeras horas se asientan casi todas las partículas susceptibles de hacerlo, de filtrar con una carga superficial de 120 m³/m²/día (2gpm/p²) como si esto sólo garantizara un buen efluente, de usar arena sola como medio filtrante haciendo así pasar el flujo por capas progresivamente más permeables, cuando se debiera hacer lo contrario, etc. Nuestros diseños de plantas de filtración han estado demasiado cargados de rutina, de temor a equivocarnos por no seguir patrones preestablecidos, basados más en la costumbre que en el examen analítico de los problemas que hay que resolver en cada caso.

Sin tratar de establecer normas rígidas, algunas generalizaciones a este respecto pueden hacerse.

CONTROL HIDRAULICO VERSUS CONTROL MECANICO DE LOS PROCESOS

Los procesos en plantas de tratamiento pueden controlarse hidráulica o mecánicamente. En el primer caso, la velocidad del flujo se regula dando una determinada forma a la estructura para usar la energía cinética que trae el agua, en el segundo caso, el movimiento de las masas de agua se induce mecánicamente, con elementos movidos por una fuente externa de energía.

En países industrializados se ha preferido este último sistema de control, porque aparentemente da una mayor elasticidad a la operación de la planta.

En países no industrializados o en proceso de industrialización, este concepto debe reexaminarse, ya que el control hidráulico puede funcionar mucho mejor.

Una planta de filtración puede diseñarse en su totalidad sin elementos mecánicos ni tubos con un mínimo de equipo, aplicando los más recientes conceptos sobre la tecnología del tratamiento de agua.

MEZCLA RAPIDA

Ha sido ampliamente demostrada la necesidad de una mezcla instantánea entre los coagulantes y el agua, por cuanto la velocidad de reacción de los compuestos puede llegar a ser inferior a una diezmilésima de segundo, y queda completa en menos de un segundo (2) dependiendo de la alcalinidad del agua (3).

En estas condiciones, la efectividad del mezclador mecánico, tradicionalmente usado en plantas de tratamiento, ha sido cuestionada por varios autores, entre ellos Vrale y Jordan (4) quienes concluyen que este tipo de reactor es muy ineficiente y sugie-

ren el uso de mezcladores con flujo de pistón en que los coagulantes son dispersados hidráulicamente en el tubo de entrada a la planta. Estudios posteriores de Stenquist y Kaufman (3) parecen confirmar esta idea y sugieren el empleo de difusores perforados.

Parece por tanto que la mezcla hidráulica es por lo menos tan eficiente como la mezcla mecánica y probablemente más eficiente en la mayoría de los casos. El uso por tanto de canaletas Parshall, saltos hidráulicos u otros sistemas similares empleados para producir turbulencias, adicionados tal vez con difusores hechos con mallas de tubos perforados que ayuden a la dispersión de los coagulantes puede ser altamente recomendable pues además de efectuar una mezcla sumamente eficiente, suprime los problemas de operación y mantenimiento de un equipo mecánico y baja los costos de construcción.

FLOCULACION

La única ventaja de la floculación mecánica sobre la hidráulica es su mayor manejabilidad, pues permite aumentar o disminuir el gradiente de velocidad del agua fácilmente. Tiene en cambio la desventaja de que una mayor proporción de la masa líquida que entra escapa del reactor en mucho menos del tiempo de retención (corto-circuitos), para evitar lo cual hay que recurrir a complicados sistemas de compartimentalización. El floculador hidráulico en cambio, produce un flujo prácticamente de pistón.

Por otro lado, ambos distribuyen el gradiente de velocidad de manera muy desuniforme.

Por consiguiente, tanto uno como otro sistema de floculación son comparables cada cual con sus ventajas y desventajas.

En nuestro medio no veo por qué no se prefiere por su bajo costo de operación y mantenimiento al floculador hidráulico, el cual puede compensar su poca elasticidad con su muy buena distribución del tiempo de residencia medio.

Dentro del diseño puede dejarse posibilidad de regulación de los conductos (tal como hacerlos con tabiques removibles) para permitir una fácil adaptación a posibles variaciones de gasto en la planta.

El floculador hidráulico puede diseñarse para trabajar con cualquier caudal y no solamente para pequeños flujos como ha sido la costumbre. Recuérdese que plantas de tratamiento de la magnitud de la de las Vizcachas que abastece a Santiago de Chile, con más 5 m³/seg, tiene solamente floculadores hidráulicos.

SEDIMENTACION

En el diseño de sedimentadores existe una serie de posibilidades.

Si se escogen sedimentadores horizontales se presenta el problema de la recolección de lodos. Tradicionalmente ésta se ha hecho manual o mecánicamente. La remoción

manual tiene dos principales desventajas:

- (a) Si los lodos están muy cargados de materia orgánica, pueden descomponerse y crear malos olores en el agua.
- (b) Se necesita interrumpir periódicamente el servicio por un tiempo más o menos largo, proporcional al área del sedimentador y a la cantidad de sedimentos almacenados.

La remoción mecánica sólo soluciona parcialmente estos problemas, pues si bien mantiene una limpieza constante del material sedimentado, introduce por lo general, dificultades de operación que obligan a interrumpir el trabajo de las unidades, para efectuar labores de reparación de los mecanismos.

Por tanto, cuando los lodos son primariamente inorgánicos, la comparación debe hacerse en base a costo de mano de obra. En países industrializados, en que éste es muy alto, la remoción mecánica puede ser más económica, en cambio en países no industrializados probablemente la remoción manual es más aconsejable porque:

- (a) No requiere importación de equipo y piezas de repuesto.
- (b) El costo de la mano de obra es bajo.

Cuando el área de sedimentación es muy grande sin embargo, aun en estas regiones, la remoción de ingentes cantidades de material, puede ser dificultosa. De aquí que el uso de elementos que permitan una sedimentación acelerada, puede llegar a constituir una solución aceptable, pues disminuye tres a cuatro veces el área de los sedimentadores, lo que facilita la construcción de tolvas drenadas hidráulicamente que hagan más esporádico el vaciado de las unidades. Esta solución además de sencilla y práctica, tiene la ventaja de requerir una menor inversión inicial de capital.

FILTRACION

Es la filtración, por lo general, la parte más costosa y difícil de construir en las plantas de tratamiento, por ser la que lleva una mayor proporción de equipo. Por fortuna, es en ésta en donde se pueden hacer simplificaciones más drásticas.

Dos ideas básicas han contribuido a hacer esto posible:

- (a) La de lavar un filtro con el flujo proveniente de las otras unidades.
- (b) La de suprimir los reguladores que mantienen la velocidad de filtración constante durante la carrera.

(a) LAVADO CON FLUJO PROVENIENTE DE LAS OTRAS UNIDADES

El lavado de los filtros por este sistema ha sido practicado en Australia desde hace

bastante tiempo y posteriormente usado con éxito en los filtros Greenleaf, de los cuales hay más de cien operando en diferentes partes de Estados Unidos y Canadá.

Se basa en el hecho de que si se deja la salida del afluente a un nivel mayor que la de la canaleta de lavado y se interconectan los filtros, al abrir la válvula de drenaje, el nivel en la caja de la unidad que se quiere lavar desciende, con lo que se establece una carga hidráulica h_2 (ver Fig. 2) que invierte el sentido del flujo en el lecho filtrante y efectúa el lavado.

El valor necesario de h_2 para producir una determinada expansión es función de:

1. Pérdida de carga en los drenes.
2. Pérdida de carga para mantener el medio granular suspendido.

Si se diseña adecuadamente el sistema de drenaje, se puede conseguir pérdidas por fricción de sólo 20–30 cms. El uso de sistemas de drenaje patentado, por lo general produce pérdidas mucho mayores, por cuanto están diseñados para compensar la alta velocidad de entrada a través del tubo afluente, con la alta pérdida de carga en los orificios que distribuyen el flujo de manera uniforme en toda el área del filtro. Interconectando los drenes, esto no es necesario, ya que se puede disminuir casi completamente la velocidad de entrada del flujo de lavado, lo que permite trabajar con bajas pérdidas de carga en los orificios distribuidores del fondo. La pérdida de carga para mantener el medio suspendido es de sólo 35–50 cms, cuando se usa arena y antracita. Por tanto la pérdida de carga total para lavar un filtro por este sistema, es de sólo 55 a 80 cms, lo que permite la construcción de estructuras sólo ligeramente más profundas que las convencionales. Son las pérdidas por fricción en los conductos las que causan la sobre elevación de los tanques de lavado y el consiguiente desperdicio de energía.

(b) VELOCIDAD DE FILTRACION DECLINANTE

La idea de la velocidad declinante de filtración tampoco es nueva. Fue ensayada por Baylis (5) y Hudson (6) en 1959. Desde entonces existen plantas de tratamiento en los Estados Unidos diseñadas para operar con este sistema. Posteriormente Cleasby (7) en 1969, demostró la factibilidad de convertir filtros convencionales, en filtros con velocidad declinante variable, y sugirió modificaciones a los diseños tradicionales. Como este punto ha sido ya cubierto en el Simposio, no vale la pena tratarlo en más detalle.

(c) ELIMINACION DEL EQUIPO DE LOS FILTROS

Partiendo de estas ideas básicas discutidas, se puede llegar a eliminar prácticamente casi todo el equipo, que tradicionalmente se ha venido instalando en los filtros.

Esto trae varias ventajas:

1. Se puede disminuir la inversión inicial de capital hasta en un 60%.

2. Se reduce notablemente los costos de operación y mantenimiento de la planta.
3. Se puede producir una mejor calidad de agua con menos esfuerzo.

El control hidráulico de los filtros (que debe considerarse como opuesto al control mecánico que es el tradicional) puede hacerse en tres formas:

1. Con vertedero efluente.
2. Con orificio.
3. Con sistemas de bombeo.

1. FILTROS CON VERTEDERO EFLUENTE

El vertedero efluente puede colocarse en cada filtro o uno general para toda la batería. El funcionamiento de este tipo de unidades es el siguiente:

Quando apenas se inicia el proceso de filtrado, el nivel se establece un poco por encima del de la superficie de la lámina de agua que escurre por el vertedero A (ver Fig. 3) según sea la pérdida de carga inicial. A medida que esta aumenta, el nivel del agua en la caja del filtro va subiendo y la velocidad de filtración decreciendo, hasta que se llega a la máxima altura de agua permisible por la hidráulica del sistema. En ese momento hay que lavar el filtro. Para ello se cierra la válvula D y se abre la C con lo cual el nivel en el filtro que se quiere lavar desciende hasta alcanzar el borde F de la canaleta. Durante ese proceso, como el nivel permanece constante, alimentado por el flujo de los otros filtros, éste se devuelve a través del ducto de interconexión I, asciende por el lecho filtrante y sale por el ducto L de drenaje.

Quando se quiere suspender el lavado se cierra la válvula C y se abre la D con lo cual el nivel en la caja del filtro sube hasta igualar el de los otros, ya que todos están comunicados por el canal común de entrada. El nivel de agua que se establece es más bajo que el que existía previamente y el filtro recién lavado trabaja con una velocidad mayor que la de los demás que están colmatados.

Si no se quiere medir el flujo proveniente de cada filtro, se puede colocar un vertedero general en el canal de recolección del agua filtrada como indica la figura 4 y dejar solamente compuertas de madera enfrente de cada filtro. Estas compuertas, que deben permitir un paso fácil del flujo sin pérdida de carga mayor a un milímetro durante el lavado, sirve para independizar cada unidad cuando se desee repararla. Como esto se espera que ocurra muy ocasionalmente no se justifica dejar compuertas metálicas permanentemente.

En el primer diseño (Fig. 3) con ducto de interconexión y vertedero individual, hay que abrir, para lavar cada filtro, además de las dos compuertas propias (afluente y drenaje) las de interconexión con las demás unidades, caso de que se las mantenga cerra-

das para medir el flujo producido por cada una.

En el segundo diseño (Fig. 4), con vertedero general y compuertas de madera, basta maniobrar dos compuertas para efectuar el lavado. Estas podrían llegar a integrarse en una sola de dos posiciones, que al correrse hacia abajo bloqueara el drenaje y abriera el afluente y lo contrario al correrse hacia arriba. En esta forma bastaría una sola compuerta para operar el filtro. Esta es la solución que se ha adoptado para Cochabamba (Bolivia) porque resulta no sólo más económica sino a prueba de errores.

Para el correcto diseño de este tipo de filtros, debe tenerse en cuenta que:

- (a) Para que el lavado sea posible, se requiere que el caudal dado por la planta sea por lo menos igual al flujo necesario para el lavado de un filtro y preferiblemente mayor.
- (b) Por esta razón hay que diseñar como mínimo cuatro unidades para que trabajen con una carga superficial de $240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$ a fin de que puedan producir una velocidad de ascenso no menor de $0.60 \text{ m}/\text{min}$ ($600 \text{ lt}/\text{min}/\text{m}^2$). En lo posible debe usarse lechos de arena y antracita.
- (c) Al cerrar la válvula afluente de un filtro, los otros tienen que aumentar su velocidad de filtración ya que continúa entrando el mismo gasto a la planta. Por consiguiente, debe buscarse el hacer el mayor número de unidades que sea económicamente aceptable, para distribuir mejor la carga adicional en ellas, cuando se lava una.
- (d) El canal de entrada debe poder llevar el agua a cualquier filtro, en el momento que lo necesite, con un mínimo de pérdida de carga.
- (e) Cualquiera sea el diseño que se escoja, debe dejarse la posibilidad de aislar cada unidad cuando se quiera repararla, sin impedir la libre circulación del flujo de lavado entre los demás filtros que están en operación.

Las ventajas del sistema propuesto son:

1. Existe un mínimo de mecanización. Sólo se necesitan dos válvulas o compuertas para controlar el filtro. No se requieren aparatos para medida de pérdida de carga, (*) ni controladores de rata de flujo, ni mesa de operación, ni equipo de bombeo para el lavado, ni tanque de lavado, ni válvula de regulación del agua de lavado, ni galería de tubos. Todo se puede diseñar con canales de concreto.

(*) La pérdida de carga es igual para todos los filtros y se puede observar directamente, al medir la altura del agua sobre el vertedero A de salida del filtro.

2. El lavado se controla automáticamente por la diferencia de nivel entre la cresta de la canaleta (F) y la cresta del vertedero general de salida. Haciendo esta última movable se puede aumentar o disminuir la rata de lavado.
3. Una vez fija (h_2) el lavado se inicia lentamente al ir descendiendo el nivel de agua en el filtro. No hay peligro de un comienzo brusco de la expansión que pueda botar parte del lecho filtrante.
4. No hay posibilidad de producir pérdida de carga negativa.
5. Si no se lavan los filtros a tiempo, el flujo en la planta disminuye y el sistema se represa, obligando al operador a actuar de inmediato.

2. FILTROS CON ORIFICIO DE CONTROL

El control de los filtros por orificios es un método un poco más refinado que el anterior y que permite una mayor elasticidad en la operación. Sería por eso el sistema tal vez más aconsejable para plantas de tratamiento grandes.

Consiste en dejar un orificio regulable por medio de una compuerta, a un nivel más bajo que el borde de la canaleta de lavado del filtro, para conseguir que siempre esté sumergido, como lo indica la figura 5.

El nivel de agua en el canal de interconexión es mantenido por un vertedero general de rebose, colocado más o menos a 1 m de altura sobre el borde de la canaleta de lavado.

Este orificio sumergido, cumple tres funciones:

- (a) Sirve para aforar el efluente del filtro.
- (b) Controla y mide el agua de lavado.
- (c) Frena el filtro en su etapa inicial inmediatamente después de lavado para que no se "desboque" y trabaje con una carga superficial demasiado alta.

La primera función la cumple si colocamos la compuerta en una posición tal, que se produzca una pérdida de carga Δh de 8 a 15 cms al pasar el flujo efluente Q del filtro por él. Sabemos que:

$$Q = CA \sqrt{2g \Delta h}$$

Por consiguiente, hallando experimentalmente C, para cada posición de la compuerta, se podrá encontrar A y calcular Q en función de Δh .

Esta diferencia de nivel puede medirse directamente con una regla graduada, apoyada sobre un flotador o transmitirse neumática o hidráulicamente a un panel de control

central según el grado de mecanización que se desee. Véase la Fig. 7.

Durante el lavado, la medida del gasto puede hacerse en forma similar, moviendo la compuerta para producir una pérdida de carga de 45 a 65 cms. Este valor de Δh puede variarse, ajustando la posición de la compuerta, para aumentar o disminuir el flujo de lavado. Véase la Fig. 8.

Por otra parte, cuando se inicia el proceso de filtrado, la unidad recién limpia trata de trabajar con una carga superficial bastante mayor que la promedio, lo cual en algunos casos, puede desmejorar inicialmente la calidad del efluente. Sin embargo, cuando se controla el filtro por medio de un orificio, al incrementar el flujo en la unidad recién lavada, sube el nivel de agua sobre el orificio disminuyendo la carga hidráulica disponible para filtrar y bajando por tanto la velocidad de filtración. Esto produce una acción de frenado que impide que el filtro limpio se "desboque".

3. FILTROS CONTROLADOS POR BOMBEO

Es un sistema sugerido por Hudson (8) en 1963 y usado en los Estados Unidos en las plantas de tratamiento Wayne County, Mich., Poughkeepsie, N. Y. y Greensboro, N. C., entre otras.

Consiste en bombear el agua filtrada desde una cámara de equilibrio, con el objeto de suavizar los cambios de velocidad de filtración en las unidades y mantener una salida constante para toda la batería de filtros. La carga superficial de cada unidad, será declinante y no se necesitarán controladores de caudal, sino orificios intercalados en el tubo efluente que permitan un flujo máximo no mayor del doble del flujo promedio.

Este diseño resulta bastante más complicado que los anteriores y su uso es por consiguiente menos recomendable en países en desarrollo.

BIBLIOGRAFIA

1. Wolman, Abel; Hollis, Mark D.; Pineo, Charles S., Rep. Boletín de la Oficina Sanitaria Panamericana, Setiembre de 1971.
2. Hahn, H. H., "Effect of chemical parameters upon the rate of coagulation". Unpublished Ph. D. Dissertation, Harvard Univ. Cambridge, Mass.
3. Stenquist, R. J. & Kaufman, W. J., "Initial mixing in coagulation processes" Serl. Report No. 72-2, University of California, Feb. 1972.
4. Vrale L., & Jordan, R. M., "Rapid mixing in water treatment", Jour. AWWA, Enero 1971, Vol. 63, p. 52.
5. Baylis, J. R., "Variable rate filtration", Mayo 1959, Pure Water, Vol. XI, No. 5, 86-114.
6. Hudson, H. E., Jr., "Declining rate filtration", Nov. 1959, Jour. AWWA, Vol. 51: 1455.
7. Cleasby, J. L., "Filter rate control without rate controllers", Abr. 1969, Jour. AWWA, Vol. 61: 181.
8. Hudson, H. E., Jr., "Functional design of rapid sand filters", Proc. SACE, Vol. 89, No. SA1, p. 17-28, Ene. 1963.

TABLE 1 - ESTADO DE LOS SERVICIOS DE
ABASTECIMIENTO DE AGUA EN 1969 (*)
(POBLACION EN MILLONES)

País u otra unidad política	Urbano			Rural				
	Población	Población servida		Población	Población servida			
		Conexión domiciliaria	%		Conexión domiciliaria	Fácil acceso	Total	%
Argentina	17.783	11.600	65	6.200	0.546	0.200	0.746	12
Barbados	0.117	0.099	85	0.138	0.022	0.116	0.138	100
Bolivia	1.582	0.478	30	3.230	0.018	0.013	0.031	1
Brasil	48.301	23.550	49	45.489	---	2.000	2.000	4
Colombia	12.002	7.800	65	8.617	1.500	2.600	4.100	48
Costa Rica	0.835	0.772	92	0.864	0.325	0.138	0.463	54
Cuba (**)	5.020	3.840	76	2.930	1.770	---	1.770	60
Chile	7.050	4.000	57	3.250	0.120	0.120	0.240	7
Ecuador	2.233	1.344	60	3.658	0.111	0.213	0.324	9
El Salvador	1.142	0.784	69	2.251	0.563	---	0.563	25
Guatemala	1.724	0.684	40	3.293	0.016	0.345	0.361	11
Guyana	0.231	0.216	93	0.510	0.166	0.020	0.186	36
Haití	0.405	0.122	30	4.363	0.046	0.080	0.126	3
Honduras	0.730	0.444	61	1.827	0.155	0.183	0.338	18
Jamaica	0.545	0.527	97	1.410	0.112	0.256	0.368	26
México	27.900	18.760	67	19.930	4.350	---	4.350	22
Nicaragua	0.710	0.317	45	1.121	0.033	0.033	0.066	6
Panamá	0.667	0.603	90	0.750	0.026	0.024	0.050	7
Paraguay	0.844	0.142	17	1.460	---	0.087	0.087	6
Perú	5.300	2.570	48	6.900	0.055	0.525	0.580	8
Rep. Dominicana	1.447	0.793	55	2.728	0.080	0.165	0.245	9
Surinam	0.141	0.101	72	0.239	0.009	0.030	0.039	16
Trin. & Tobago	0.350	0.282	80	0.690	0.250	0.392	0.642	93
Uruguay	2.221	1.577	71	0.528	0.018	0.042	0.060	11
Venezuela	6.592	5.273	80	3.860	1.804	0.337	2.141	55
Países y Territ. del Caribe Or.	0.117	0.064	55	0.302	0.034	0.130	0.164	54
Total	145.989	86.742	59	126.538	12.129	8.049	20.178	16

(*) De: Wolman, Abel; Hollis, Mark D., Pineo, Charles S., Rep. Boletín de la Oficina Sanitaria Panamericana, Setiembre de 1971.

(**) Cifras de 1966.

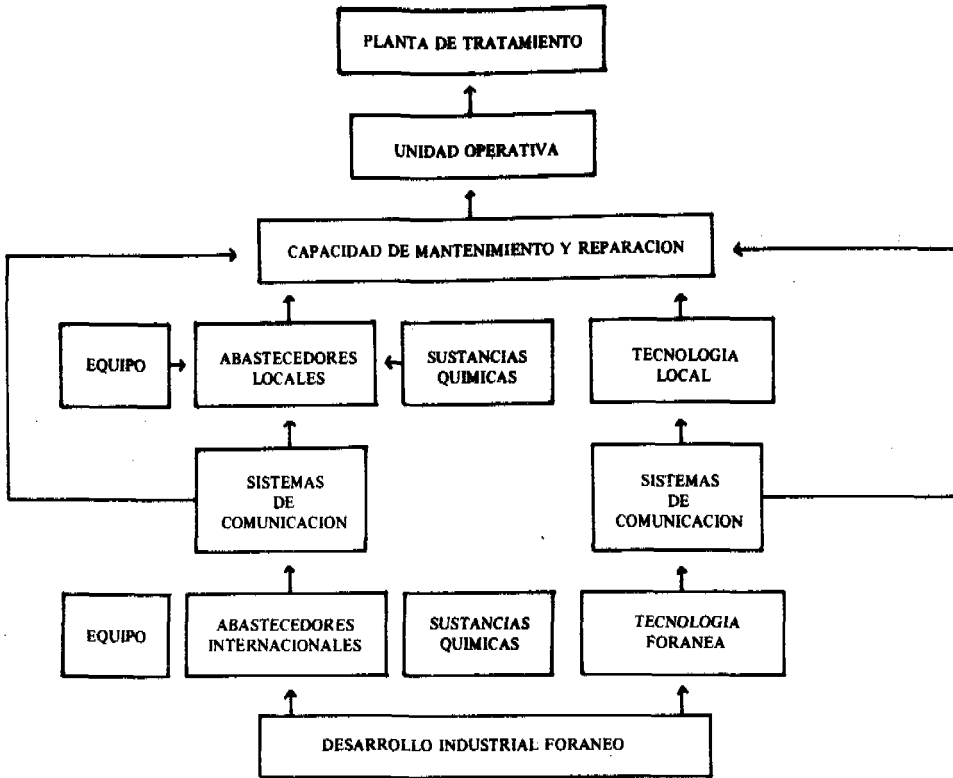


Fig. No. 1

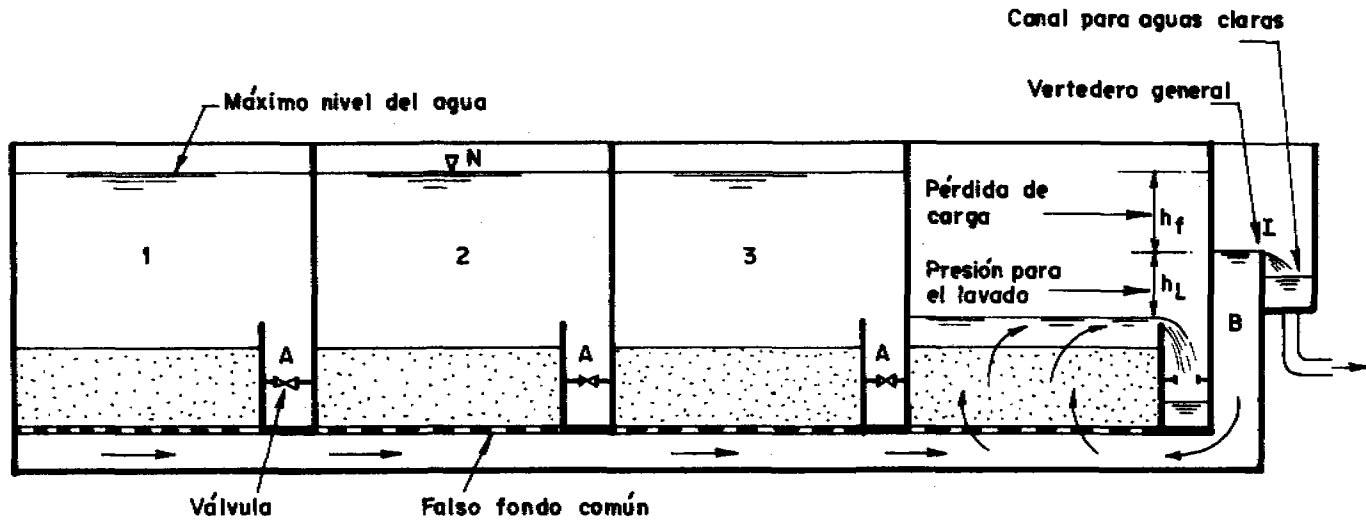


FIG. 2 LAVADO DE UN FILTRO CON EL FLUJO DE LAS OTRAS UNIDADES

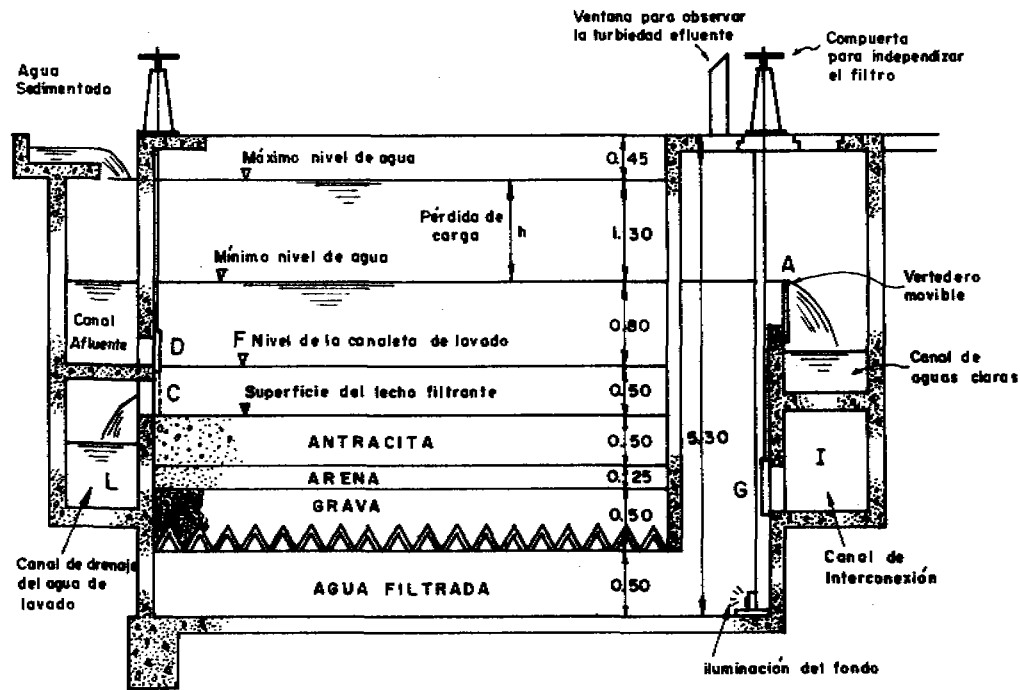


FIG. 3 FILTRO CON VERTEDERO EFLUENTE INDIVIDUAL Y DUCTO DE INTERCONEXION

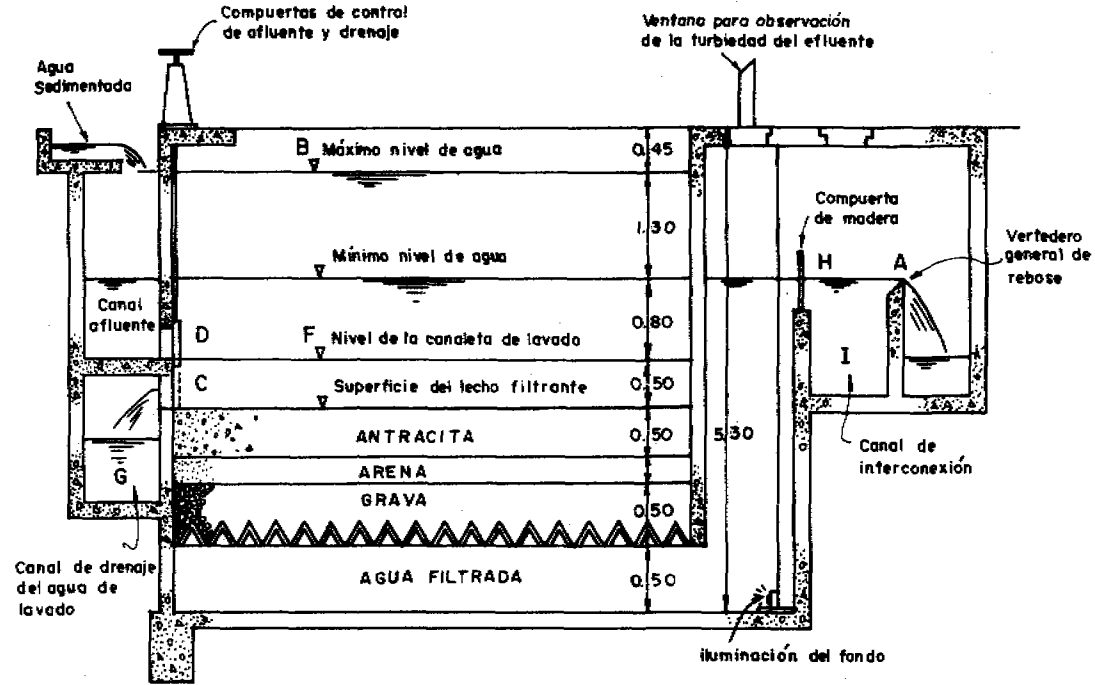


FIG. 4 FILTRO CON VERTEDERO GENERAL Y COMPUERTAS DE MADERA

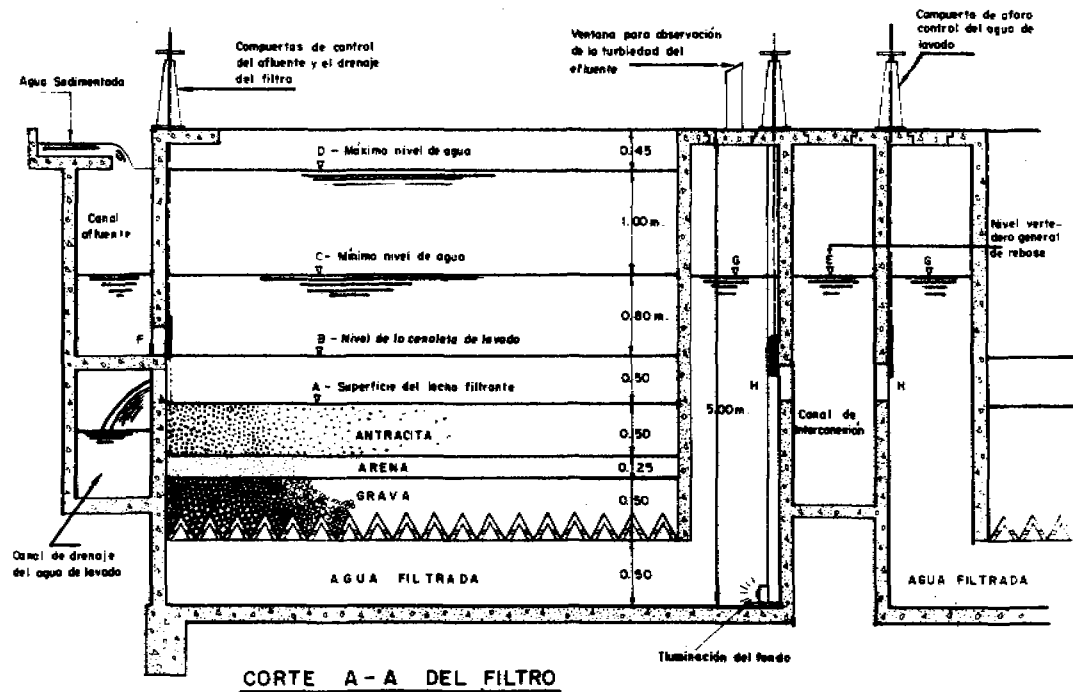


FIG. 5- FILTRO CON ORIFICIO DE CONTROL

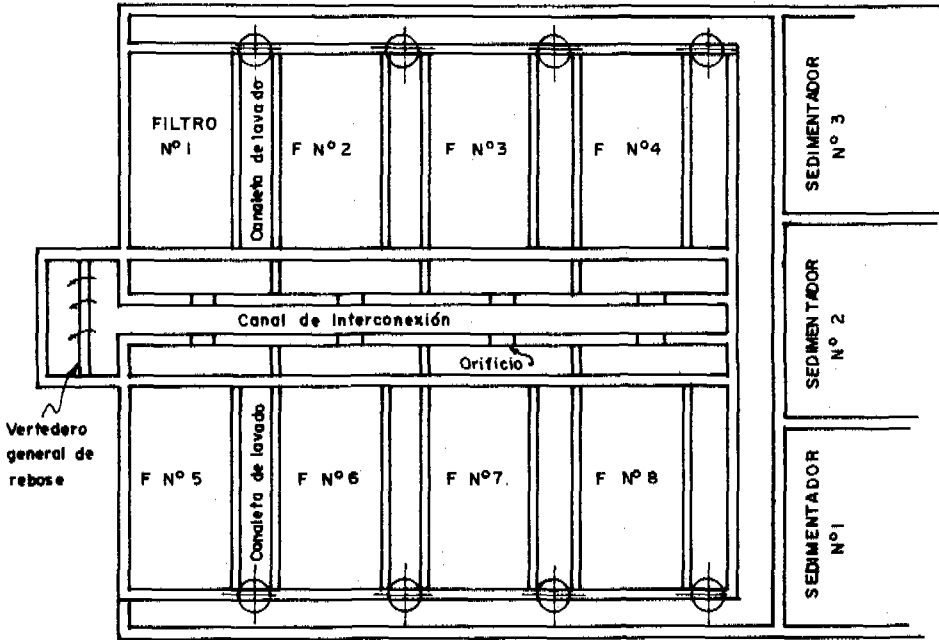


FIG. 6 FILTRO CON ORIFICIO DE CONTROL - PLANTA

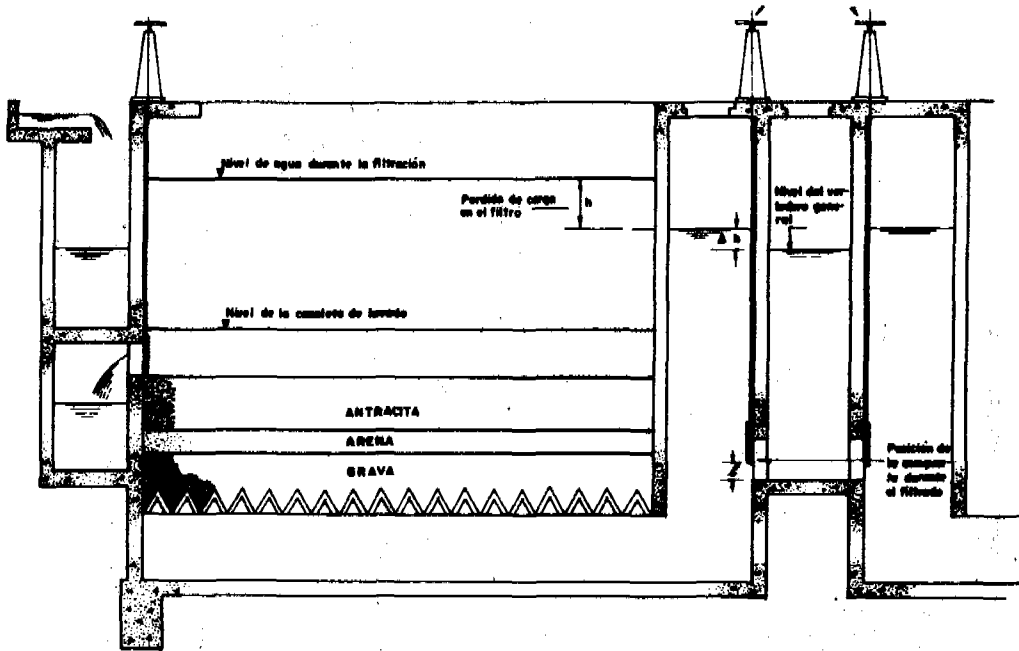


FIG. 7 NIVELES DE AGUA DURANTE EL PROCESO DE FILTRACION

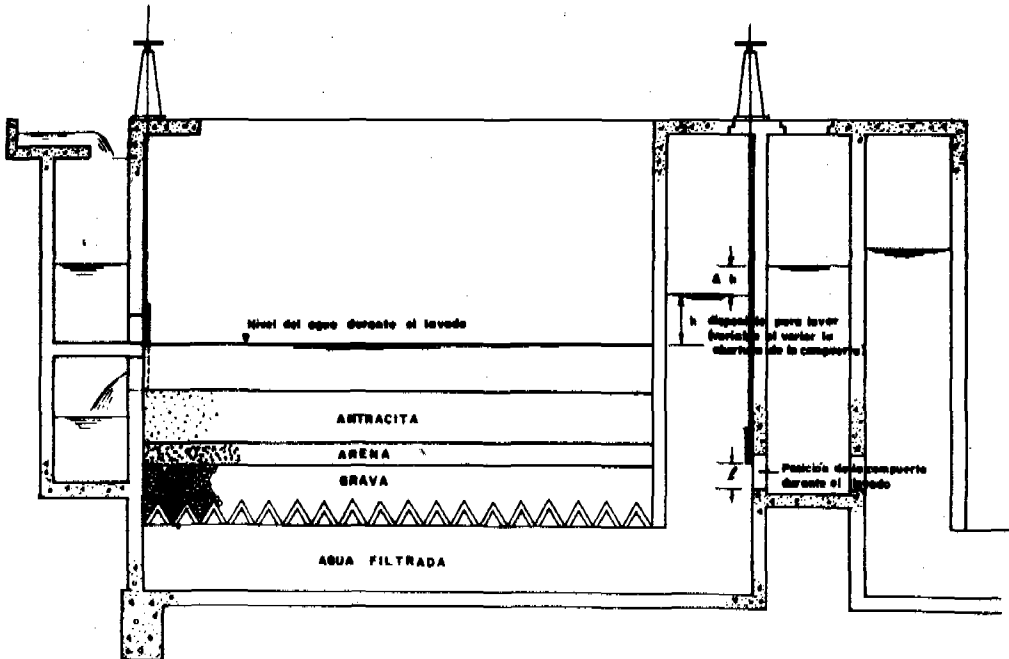


FIG. 8 NIVELES DE AGUA DURANTE EL LAVADO

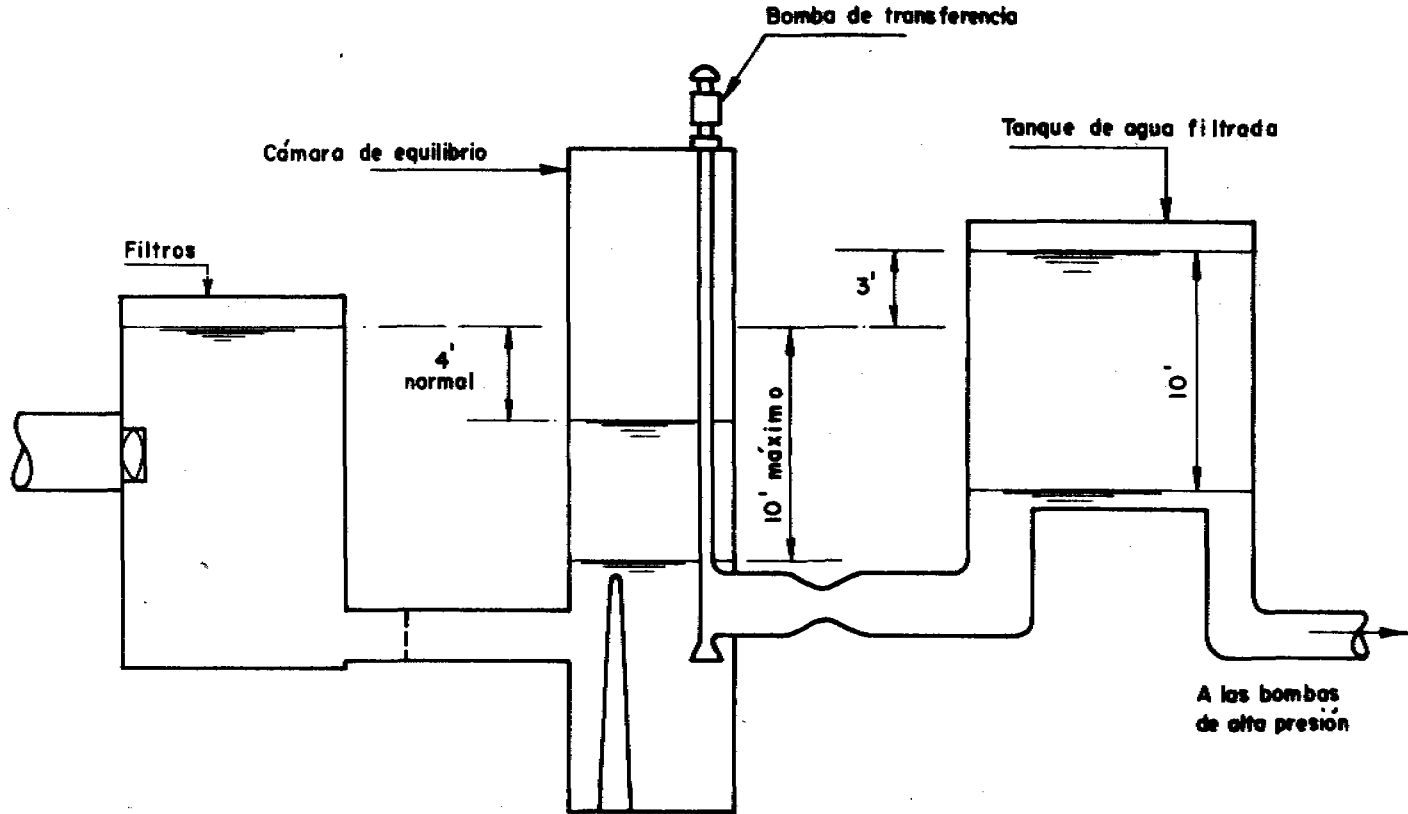


FIG. 9 PERFIL HIDRAULICO, WAYNE COUNTY PLANT - E.U.

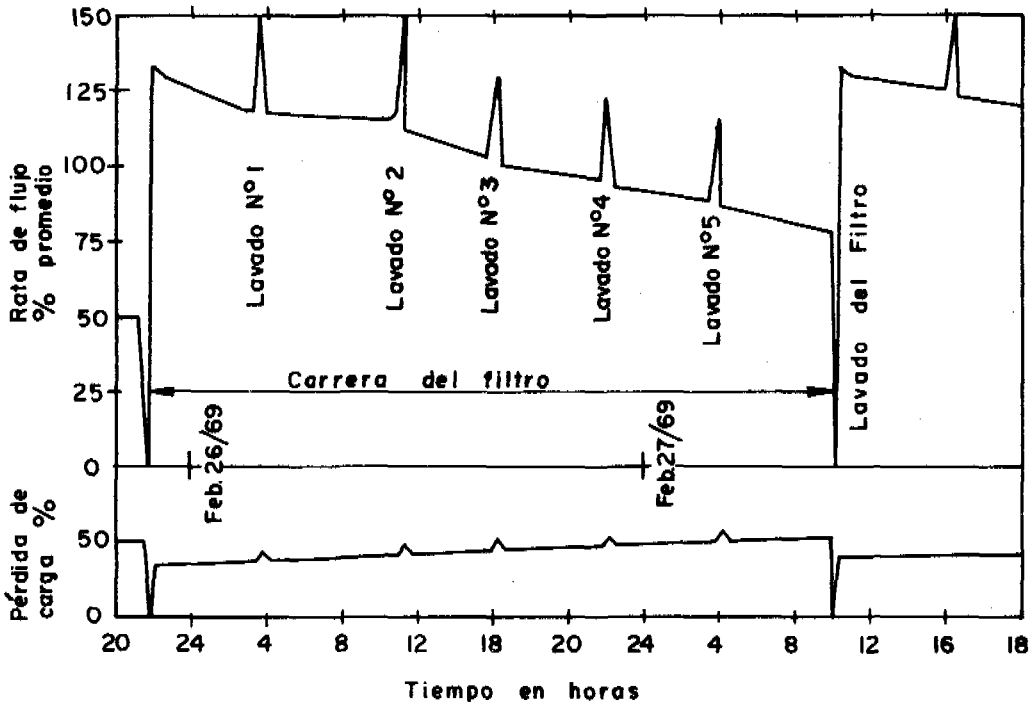


FIG.10- DIAGRAMA TIPICO DE FUNCIONAMIENTO DE LOS FILTROS DE RATA DECLINANTE DE LA PLANTA DE GREENSBORO N. C. (E. U.)

PROYECTO DE LA PLANTA DE AGUA POTABLE DE EL IMPERIAL (CAÑETE, PERU)

Ing. Roberto Blume
Dirección General de Obras Sanitarias
Ministerio de Vivienda, Perú

1. ANTECEDENTES

La localidad de El Imperial, ubicada en la Provincia de Cañete, del Departamento de Lima requería de la construcción de una planta de potabilización, para mejorar la calidad del agua de su abastecimiento.

Siendo política de la Dirección General de Obras Sanitarias el adoptar nuevos criterios de diseño en este tipo de obras a fin de reducir las inversiones y simplificar la operación de los tipos convencionales de plantas de potabilización, se decidió experimentar en una planta piloto, contando para el diseño de la misma, con el asesoramiento del personal especializado del Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente (CEPIS).

Fue así como se eligió con dicho objeto a la localidad de El Imperial, en vista de la adecuada capacidad requerida en la instalación y su proximidad a Lima, lo que aseguraba la facilidad de un eficiente control de los resultados de la experimentación.

El presente diseño en consecuencia fue desarrollado por el personal técnico de la Dirección de Proyectos de la Dirección General de Obras Sanitarias, habiéndose contado con la supervisión y valiosas sugerencias del Ingeniero Jorge Arboleda, Asesor Regional en Tratamiento de Agua del CEPIS.

2. CARACTERISTICAS DEL PROYECTO

La capacidad de diseño es para un caudal de 36 lps., habiéndose establecido en base a la calidad del agua y a las variaciones de la misma, la necesidad de considerar en el tratamiento, los procesos de coagulación, floculación, sedimentación, filtración y desinfección.

Dadas las características del sistema existente, y los objetivos perseguidos en el diseño de la planta de potabilización, se consideraron las siguientes condiciones:

- a. Dispositivos de regulación y medición del caudal que fueran simples.
- b. Dispositivos de mezcla, coagulación y floculación sin equipos mecánicos.
- c. Sedimentación de alta tasa (sedimentación acelerada).
- d. Filtración rápida de alta tasa.

- e. Sistemas de control y operación simples.
- f. Flexibilidad e independencia de las diferentes unidades de los procesos de tratamiento, que permitieran determinaciones de sus respectivas eficiencias en cualquier momento de la operación. Esta última condición si bien determinaba en cierto modo contradecir el criterio de mínimos costos y simplicidad de operación, se consideró necesaria y justificada para poder obtener útiles observaciones dado el carácter experimental de la instalación.

3. CRITERIOS DEL DISEÑO

a. Dispositivos de control y medición.

El agua llega a la planta mediante una tubería de 200 mm. que descarga a una caja cuadrangular de normalización de nivel. La tubería de llegada está provista de una válvula de interrupción y/o regulación manual.

La caja de normalización de nivel, descarga hacia las instalaciones de la planta mediante un vertedero triangular regulable de descarga libre que servirá de dispositivo de aforo. El nivel dentro de la caja de normalización quedará fijado por un rebose circular regulable que devuelve cualquier excedente al cauce original. El vertedero será de plancha de asbesto-cemento colocada en su respectiva corredera.

b. Dispositivo de mezcla.

Para conseguir la rápida dispersión de los reactivos químicos se decidió por un dispositivo de alta turbulencia. Teniendo en consideración que se trataba de una instalación piloto en donde era recomendable la flexibilidad que exige la investigación bajo diversas condiciones de operación, se decidió no diseñar una estructura definida de resalto hidráulico.

Por ello se ha diseñado un canal rectangular de ancho decreciente que recibe la descarga del vertedero triangular de aforo y entrega al floculador mediante una sección de 15 cms. de ancho y un tirante de agua de 0.30 cms. (Velocidad de este punto de 0.80 mps.).

Este canal que por razón de su ancho decreciente asegura una velocidad creciente, permitirá instalar una barrera sumergida que produzca un salto hidráulico como elemento de mezcla. La ubicación y altura de tal barrera se fijará en forma experimental y podrá ser variable para satisfacer las necesidades de experimentación.

c. Floculador.

Se ha diseñado un floculador hidráulico de flujo sinuoso horizontal con pantallas móviles regulables. Esta elección obedeció al criterio adoptado de eliminar equipos mecá-

nicos y asegurar una instalación en donde no existan cortocircuitos.

El floculador, cuyo cálculo se da en el Anexo, estará conformado por 3 zonas cuyas características son las siguientes:

ZONAS

	1	2	3
Ancho	2.63 mts.	2.25 mts.	3.10 mts.
Largo	7.13 mts.	7.07 mts.	7.15 mts.
N° de pantallas	43	29	15
Velocidad	0.21 mps.	0.14 mps.	0.07 mps.
Tiempo de pasaje	8.3 m.	8.3 m.	8.7 m.
Pérdida de carga	31 cms.	9 cms.	1.1 cms.

El tirante de agua será de 1.10 mts. en todo el floculador, para lo cual se ha diseñado la estructura con desniveles parciales, que arrojan en total 41 cms con el objeto de compensar la pérdida de carga.

Las pantallas serán de planchas lisas de asbesto-cemento, habiéndose dimensionado el ancho del tanque en cada una de las tres zonas, en forma de utilizar las planchas en su longitud de 2.44 mts. sin recortes. Su altura será de 1.22 mts. y su espesor de 1 cm. Las planchas irán simplemente apoyadas verticalmente sobre el fondo, fijadas en posición mediante separadores de PCV o asbesto-cemento colocadas en las esquinas longitudinales del fondo y arriostradas superiormente mediante dos conjuntos de cuarterones de pino oregón estructural tratado, de 4" x 3" y ranurados para que allí encajen la parte superior de las pantallas.

En esta forma es sencillo poder modificar la ubicación de las pantallas, si ello fuera necesario, habiéndose por esto evitado cualquier otro sistema de fijación de carácter más permanente. Así mismo se ha evitado el empleo de materiales metálicos para prevenir el efecto de la oxidación.

d. Canal de distribución a los sedimentadores.

La conducción desde el floculador a los sedimentadores será mediante un canal rectangular, de sección variable, que determina velocidades que oscilan entre 0.07 y 0.20 mps. para las diferentes distribuciones parciales de caudales que pueden ocurrir durante la operación del sistema (36 lps, 24 lps, 18 lps y 12 lps).

El ingreso a los sedimentadores será mediante compuertas de 0.25 mts. de ancho

ubicadas al centro de cada sedimentador y de alturas variables entre 0.35 y 0.75 mts. Las compuertas serán de posición regulable para igualar los caudales o desigualarlos, con el objeto de analizar el funcionamiento de los sedimentadores diseñados.

e. Sedimentadores.

Se han diseñado tres unidades de sedimentación acelerada. Los tanques tienen 7.90 mts. de largo, 2.44 mts. de ancho y 3.35 mts. de profundidad útil, lo que da un volumen de 64.5 mts³. y un período de retención de 0.9 horas. Para el almacenaje de lodos dispone de una profundidad adicional de 0.35 mts, un desnivel de 0.70 mts. en el fondo y una tolva de 2.40 x 2.44 mts. y 1.50 mts. de profundidad, lo cual arroja un volumen adicional de 17,3 mts³.

Comprometiendo un área superficial de 11.5 mts² se ha diseñado una zona de alta tasa de sedimentación, la que está conformada por 68 pantallas de asbesto-cemento de 1.22 x 2.44 mts., colocadas a 60° con la horizontal y separadas entre sí 5 cms. Estas planchas se apoyan en sus extremos sobre dos muretes de ladrillos adosados a las paredes del tanque.

La modulación de las dimensiones de la estructura y la utilización de materiales en sus dimensiones standard a fin de simplificar la obra, determina un régimen de flujo crítico muy bajo (8.3 mts³/mt²/día) y tiempo de retención alto en las celdas (19.6 minutos), lo que permitirá experimentar la eficiencia de los sedimentadores con cargas mayores sin riesgo de desmejorar el efluente.

El drenaje de los sedimentadores se realizará mediante una válvula de fondo y una línea de desagüe de 8" de diámetro colocada al vértice de la tolva.

La salida del agua de los sedimentadores será mediante un vertedero y canaleta colectora en forma de U, adosados a los muros en la zona correspondiente a la sedimentación acelerada. El vertedero será de pared delgada, colocada sobre el muro de la canaleta colectora, lo que permitirá modificar sus características hidráulicas a fin de determinar las condiciones óptimas de operación en relación al régimen de trabajo del sedimentador.

f. Canal de distribución a los filtros.

El agua que sale de los sedimentadores descarga mediante vertederos triangulares de aforo, ubicados en la canaleta colectora de cada uno de ellos, hacia un canal común de alimentación a los filtros. Este canal de 0.50 mts. de ancho y 2.55 mts. de profundidad comunica con los filtros mediante compuertas de 0.30 x 0.20 mts. de abertura, siendo la velocidad de pasaje por ellas de 0.15 mps.

g. Filtros.

Los filtros rápidos de alta tasa de filtración serán cuatro con un área de filtración de 2.88 m^3 en cada uno de ellos y diseñados para operar a un régimen de 11.25 m/hora ($4.5 \text{ gal/pie}^2/\text{minuto}$). Las dimensiones del área filtrante son de 1.85×1.56 mts. por unidad.

El falso fondo estará constituido por viguetas prefabricadas de sección transversal triangular, con orificios laterales de descarga de 2.5 cms. de diámetro, constituidos por dos niples de tubería de PCV, empotrados en el concreto, a 10 cm. c. a. c. Las dimensiones de las viguetas serán de 31.2 cm. en la base y 25 cms. de altura.

El sistema de apoyo del medio filtrante y de distribución uniforme del agua de lavado, estará constituido por material granulado. En la parte inferior llenando los vacíos entre las viguetas del falso fondo, será de 2.5 cms. de diámetro (esferas de plástico rellenas de concreto). El resto estará conformado de 4 capas de 10 cms. de espesor cada una, con granulometría variable desde $3/4''$ a malla N° 10.

El medio filtrante será combinado, conformado por un manto superficial de 0.55 mts., de espesor de antracita; y otro de 0.20 mts. inferior de arena. Las características granulométricas no obstante haberse especificado en el diseño han sido materia de experimentación en un modelo hidráulico.

Para el desagüe del lavado se han diseñado canaletas de 0.30 mts. de ancho y 0.50 mts. de alto, las cuales descargarán al canal de desagüe, que existe debajo del canal de distribución de agua sedimentada, mediante compuertas de 0.30×0.20 mts. Siendo la dimensión de esta compuerta exactamente igual a la de ingreso de agua por filtrarse; y habiéndose ubicado ambas en la misma vertical, se ha diseñado una única compuerta de operación que en forma alternativa abre y cierra simultáneamente ambos accesos, en forma que no cabe error en la operación, eliminando el mecanismo de operación de una de las compuertas o válvulas del filtro convencional.

La descarga del efluente del filtro se hará mediante un vertedero triangular regulable lo que permitirá fijar la máxima pérdida de carga admisible, así como asegurar la carga necesaria para el lavado de los filtros. Todos los filtros descargan a una cámara colectora, desde donde se inicia la tubería de 300 mm. de conducción al reservorio de agua filtrada.

El lavado de los filtros se hará directamente empleando el efluente de los tres otros filtros en operación. Durante el lavado, el régimen de filtración se incrementará de 11.2 mts/hora a 15 mts/hora. Habiéndose decidido, por razones de experimentación y control, mantener a todos los filtros independientes, se hace necesario intercomunicarlos para poder asegurar la posibilidad del lavado en cualquier condición que pudiera ocurrir durante la operación. Para ello se ha diseñado un conducto cuadrangular de 0.70×0.50 mts, debajo de la cámara colectora del agua filtrada. Dicho conducto se comunica con cada filtro mediante una compuerta de 0.50×0.30 mts.

h. Dosificación de Reactivos.

Siendo necesario adicionar sulfato de alúmina y cal al agua, se han previsto dos tanques de solución de 1 m³ cada uno, ubicado en el edificio principal, en forma tal que puedan alimentar por gravedad a los dosadores volumétricos de solución. Toda esta instalación será del tipo más sencillo, utilizándose en lo posible materiales locales.

4. MODELO HIDRAULICO

Con el objeto de obtener información en relación al comportamiento hidráulico del medio combinado, así como para determinar las cualidades óptimas de su selección referidas a las condiciones especiales de diseño adoptadas, se consideró conveniente construir un modelo hidráulico del filtro. Ello nos permitiría inclusive introducir las modificaciones que fueran necesarias en el diseño original y como consecuencia de los resultados que se obtuvieran durante las experiencias.

Consecuentemente y antes de iniciar la construcción de la planta de El Imperial, se construyó el filtro piloto mencionado, contándose para ello con la ayuda del CEPIS y del Laboratorio Nacional de Hidráulica.

Las experiencias obtenidas hasta la fecha las resumimos a continuación:

A. Construcción del modelo.

Se diseñó el modelo para construirse en plexiglass, a fin de tener las ventajas de la casi total inspección ocular de las experiencias en todo momento.

El modelo consta de cuatro unidades de filtración de 20 x 30 cms. de sección de fondo cada una; y que tienen las mismas características de altura total de caja y cargas hidráulicas límites de filtrado y de lavado, semejantes al prototipo es decir:

Carga máxima de filtración	: 0.70 — 1.00 mts.
Carga máxima de lavado	: 0.90 — 0.60 ”
Carga hidráulica máxima total	: 3.70 — ”

Aún cuando estos valores son referenciales, por cuanto tanto en el modelo como en el prototipo se ha previsto la posibilidad de regulación del vertedero del efluente del filtro, lo cual fijará la pérdida de carga máxima admisible así como la disponibilidad de carga de lavado, los valores indicados corresponden a los planteamientos del diseño.

En resumen el modelo consta de lo siguiente:

1. Una unidad alimentadora provista de un dispositivo de aforo y regulación del caudal aplicado al modelo. De allí parten 4 conductos distribuidores a las cuatro unidades del modelo del filtro.

2. Cada unidad de filtración consta de lo siguiente:
 - a. Cámara de acceso y de desagüe (A) la cual se comunica por un vertedero de desagüe de cresta fija con la cámara de filtración. A esta cámara está comunicada la línea de alimentación al filtro.
 - b. Cámara de filtración (F) que tiene como hemos dicho anteriormente 6 dms^2 de sección plana. El fondo de dicha cámara lleva 4 orificios de pasaje del agua filtrada y de lavado, de las características indicadas en el esquema correspondiente, llevando en consecuencia 1 pieza prefabricada de fondo en cada unidad de filtración.
 - c. Cámara de descarga de agua filtrada (B), intercomunicada inferiormente con su unidad de filtración correspondiente y en la cual a la altura conveniente se han colocado 4 orificios de descarga separados cada 10 cms. en altura para permitir tener flexibilidad y poder elegir la serie de orificios más convenientes a cada experiencia. Dichos orificios debidamente calibrados permitirán conocer el caudal de descarga de cada filtro, mediante una simple medición piezométrica de la altura del tirante de agua en la cámara B sobre el eje del orificio correspondiente.
3. Como se ha diseñado el modelo con tal independencia de las cuatro unidades de filtración para poder realizar las mediciones necesarias a la experimentación, se ha provisto de un dispositivo inferior de intercomunicación que permite unificar todas las unidades de las cámaras B, de modo de permitir el contraflujo de las que permanecen en operación con el objeto de lavar la unidad que lo requiera.
4. El medio filtrante está constituido por dos capas de materiales diferentes que obedecen a las siguientes características:

Antracita.

Tamaño efectivo	:	1.00 mm.
Coefficiente de uniformidad	:	1.10
Espesor	:	45 cms.

Arena.

Tamaño efectivo	:	0.55 mm.
Coefficiente de uniformidad	:	1.65
Espesor	:	15 cms.

5. El sistema de apoyo está constituido por lo siguiente:
 - Dos capas conformadas por 5 bolas de plástico de 5 cms. de diámetro rellenas de concreto, ocupando la parte inferior de los vacíos dejados por las piezas del falso fondo.

- Una capa de grava de 15 cms. de espesor de dimensión entre 2" y 1" de diámetro.
 - Una capa de 10 cms. de espesor de grava de dimensión entre 1" y 1/2" de diámetro.
 - Una capa de 10 cms. de espesor de grava entre las dimensiones de 1/2" y 1/4".
 - Una capa de grava de 10 cms. de espesor entre 1/4" y 1/8" de diámetro.
 - Una capa de grava de 5 cms. de espesor entre 1/8" y la malla N° 10.
6. Como una experiencia práctica cabe indicarse que por motivos de la urgencia de disponer de la experimentación a breve plazo, se construyó el modelo con plexiglass conseguido en el mercado por motivos de la demora en obtener el precedente del extranjero. Ello determinó que al ponerse en funcionamiento el modelo, experimentara fugas en las uniones de la zona media inferior. Por ello fue necesario reforzarlo exteriormente con abrazaderas metálicas de ángulos de 2" x 2". Si bien esto resolvió el problema hidráulico, dificultó el de las mediciones de niveles durante la operación. Al presente se ha decidido reconstruir el modelo para una óptima experimentación prolongada.

La experiencia que podemos aportar al respecto es que vale la pena tomarse el tiempo necesario en una construcción mecánica e hidráulicamente segura con relación a las características de operación previstas para el modelo, en vez de tener que proceder luego a modificaciones.

B. Experiencias realizadas.

Las experiencias realizadas al presente, en el modelo citado se refieren exclusivamente a las iniciales y correspondientes a su comportamiento hidráulico con relación a los criterios de diseño adoptados. De ello fluye que no consideramos los actuales resultados definitivos, sino tan solo en los aspectos que nos demuestran una tendencia definida en el comportamiento hidráulico del modelo. Queda en esta forma aclarado que nuestros comentarios serán expresados en aquellos puntos en que consideramos haber obtenido información valedera.

a. Calibración de los orificios de descarga.

Para ello se operó las cuatro unidades de filtración bajo caudales diferentes. En cada caso se tomaron las mediciones de carga sobre los orificios cuando los niveles se estabilizaran, demostrando ello en consecuencia la igualdad entre los caudales de alimentación y los de descarga. Con la información de los 4 orificios de la 3ra. hilera se dibujó el gráfico N° 1, la que presenta una sola curva de variación dada la coincidencia observada en los valores de descarga de los orificios de los cuatro filtros.

Así disponemos de la equivalencia gráfica de las descargas en función de las cargas hidráulicas correspondientes.

b. Unidades de caudal adoptados.

Si adoptamos una velocidad de filtración de 10 mts/hora (doble de lo convencional), esto corresponderá a 166.7 lts/min/m², y por unidad filtrante: 10 lt/min.

Por simplicidad de cálculos adoptaremos como unidad correspondiente a la filtración y al lavado, 10 lt/min. por unidad filtrante (Esto equivale a 0.166 lts/seg/filtro).

Como consecuencia y para fines de rápida comparación, expresamos los gráficos siguientes en función de caudales expresados en lts/min.

c. Variación de la velocidad de filtración.

El objeto de esta experiencia fue determinar el régimen de incremento de la velocidad de filtración en los tres filtros en operación, al cerrarse la válvula de ingreso al cuarto filtro. Para ello se midieron las alturas crecientes de la carga sobre los orificios.

Los gráficos N° 2 al N° 5 indican lo observado al sacar, dentro de las condiciones indicadas, sucesivamente fuera de operación a cada uno de los filtros. Dichos gráficos expresan en esencia la variación de altura de agua, sobre los orificios en la cámara B, así como los caudales progresivos de descarga y por ende de filtración que corresponden a dichas cargas.

Teniendo en consideración que los tiempos de observación de la experiencia fueron llevados hasta el momento en que prácticamente se estabilizaron los niveles sobre los orificios, podemos establecer las siguientes conclusiones:

1. El tiempo de estabilización fue de aproximadamente 20 minutos.
2. Totalizando los caudales de los tres filtros en operación al tiempo 0, se obtiene aproximadamente un valor de 30 lts/min; mientras que a los 20 minutos, el caudal totalizado resultó de aproximadamente 37 lts/min, es decir muy próximo al valor de 40 lts/min, que representaría la condición en que los tres filtros en operación tomaron el total del caudal del filtro fuera de servicio. Esta realidad confirma la conclusión del numeral anterior.
3. Para valorar la magnitud del incremento del régimen de filtración a que se fuerza los tres filtros en operación se han obtenido dos series de porcentajes:
 - a. Incremento al tiempo 20 minutos con relación al tiempo 0. Este valor es tan solo referencial puesto que no está ligado a la capacidad de diseño de las unidades, sino al valor siempre variable (en función del grado de colmatación del medio filtrante) que presentan al inicio de la experiencia.

- b. Incremento al tiempo 20 minutos con relación a la capacidad de diseño de las unidades. Este porcentaje, que consideramos mucho más significativo, nos da valores máximos en el caso más desfavorable, de 39%, lo que quiere decir que en esas condiciones el filtro N° 1, diseñado para operar a 10 lts/min. estuvo trabajando a un régimen de 13.9 lts/min.
- c. Si tenemos en consideración que el lavado de un filtro toma aproximadamente 10 minutos, después de lo cual se incorpora a la filtración en conjunto, teóricamente las condiciones reales de operación serían más ventajosas que las de la experimentación.
- d. Las anteriores observaciones nos permiten establecer que el sacar fuera de servicio temporalmente a un filtro, no produce alteraciones mayores al resto de las unidades en operación.

d. Condiciones de operación de la filtración inmediatamente después de lavado un filtro

Esta experiencia tuvo por objeto determinar la forma en que se restablecen las condiciones normales de operación en las cuatro unidades después de un lavado. Para ello se determinó la variación de carga en los orificios de la cámara B en función del tiempo. Los gráficos 6 al 8 muestran las curvas correspondientes.

Los resultados indican que la descarga de los filtros se restablecen entre 15 y 20 minutos, dependiendo del estado colmatación de las unidades

Estas observaciones demuestran que no se presentan variaciones bruscas en la velocidad de filtración que pudieran afectar al medio filtrante y/o a la calidad del efluente.

e. Condiciones de lavado.

Estas experiencias tuvieron por objeto determinar las condiciones bajo las cuales se desarrollaba el proceso de lavado. Para ello se determinaron los valores de pérdida de carga, máxima expansión del medio filtrante y pérdida de carga, en los drenes (orificios del falso fondo). La determinación de la pérdida de carga se realizó cuando el nivel del agua en las cámaras F y B de las tres unidades en operación quedaron estabilizados, es decir cuando el caudal de lavado se hizo igual al de ingreso a los filtros. El tiempo de estabilización varió entre 30 y 45 minutos, con 40 lts/min. de caudal, no obstante que el medio filtrante quedó limpio en un tiempo mucho menor.

Los resultados obtenidos permiten obtener los siguientes valores:

- Pérdida de carga estable : 45 a 50 cms.
- Máxima expansión : 20 a 22 cms., es decir: 33% aproximadamente.
- Pérdida de carga en orificios : 10 a 13 cms.

f. Pérdidas de carga en el falso fondo.

De las observaciones de la pérdida de carga en los orificios del falso fondo, se pudo determinar el coeficiente de descarga de los mismos, el que resultó de 0.65.

En base a este valor y al diámetro de los orificios que es de 14.8 mm., se obtuvo el gráfico 9 que permite determinar las pérdidas de carga en función de diferentes caudales de lavado y para distintos espaciamientos de los orificios.

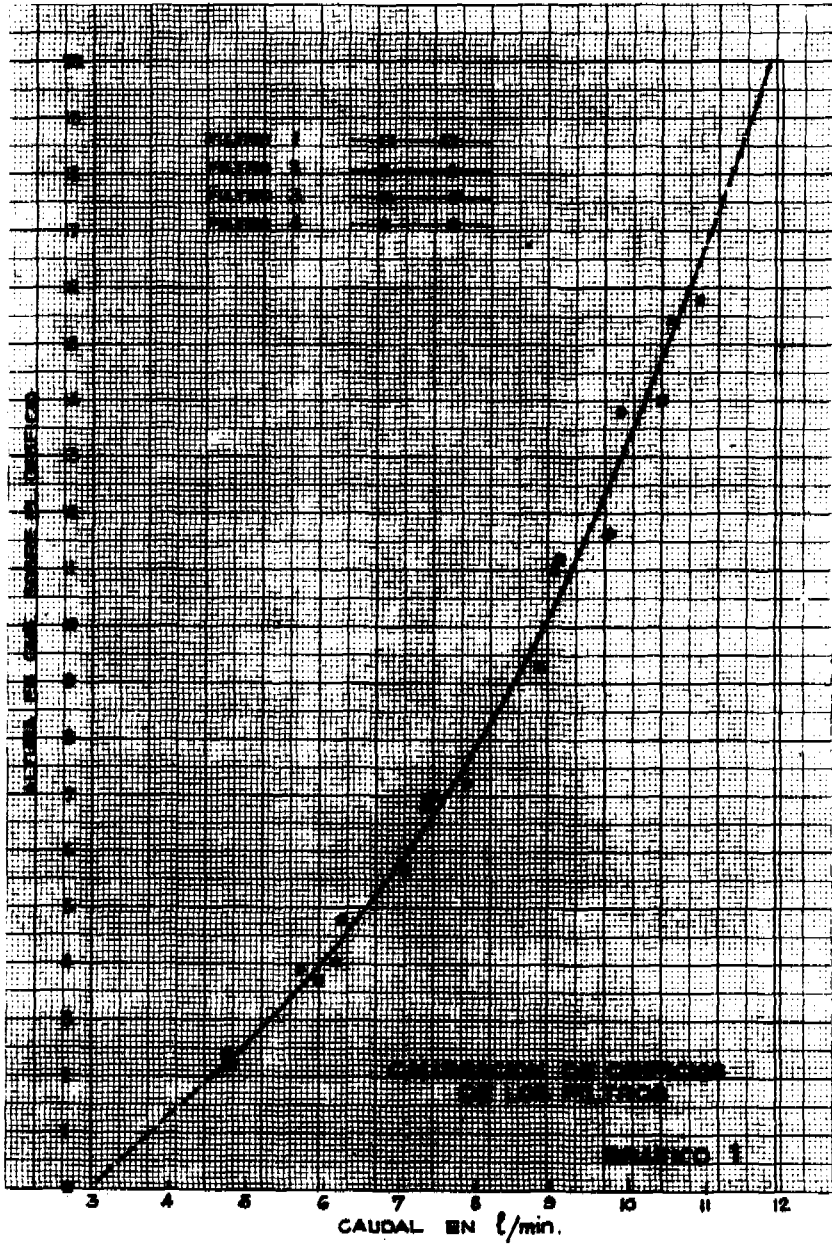
Según dicho gráfico, para las condiciones de lavado a un caudal de 667 lt/min/mts². (40 lt/min/unidad de filtro), y espaciamiento 10 cms. c. a. c., la pérdida de carga resultante es de 14 cms.

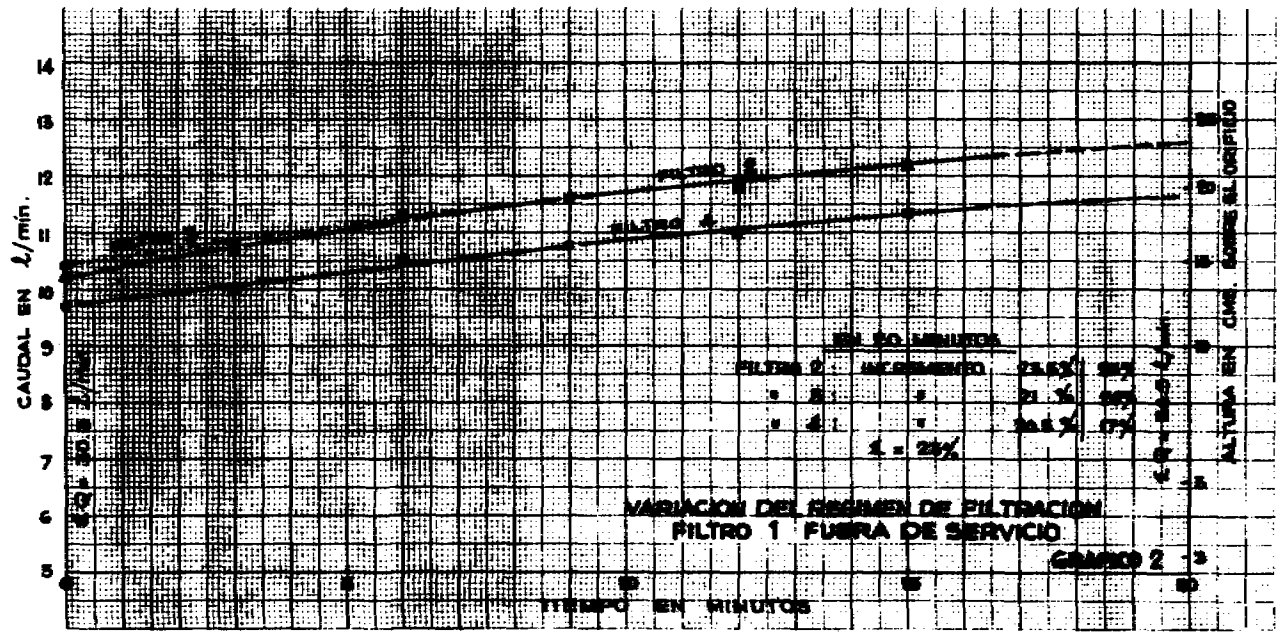
5. CONCLUSIONES

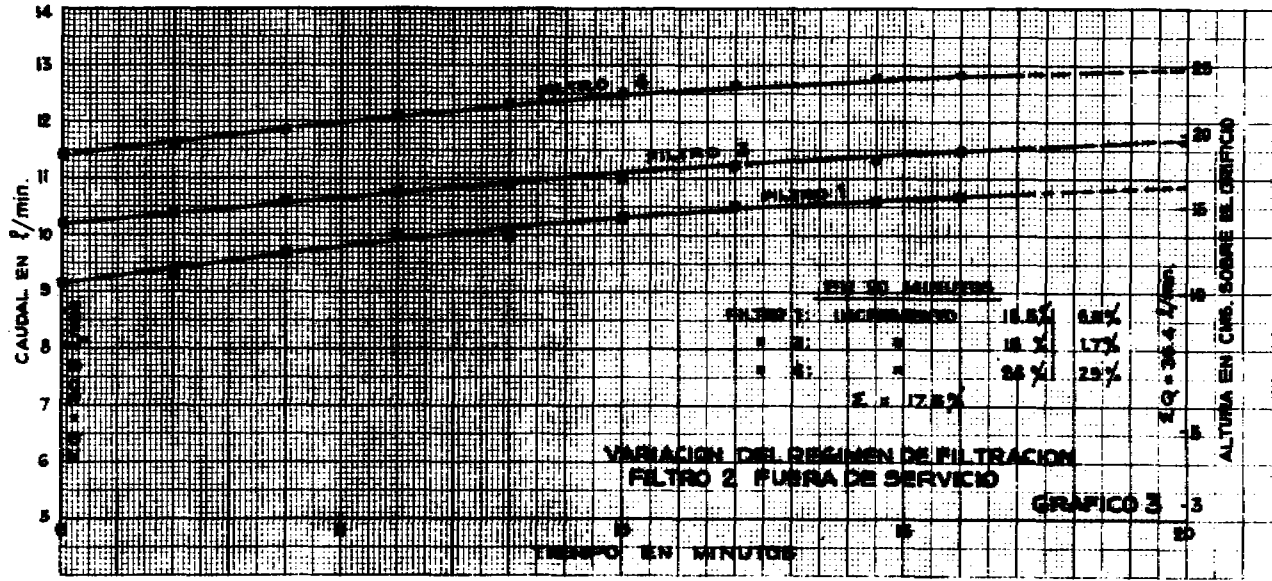
Las experiencias obtenidas en el modelo de filtro construido demuestran que los criterios de diseño hidráulico adoptados se cumplen en la realidad.

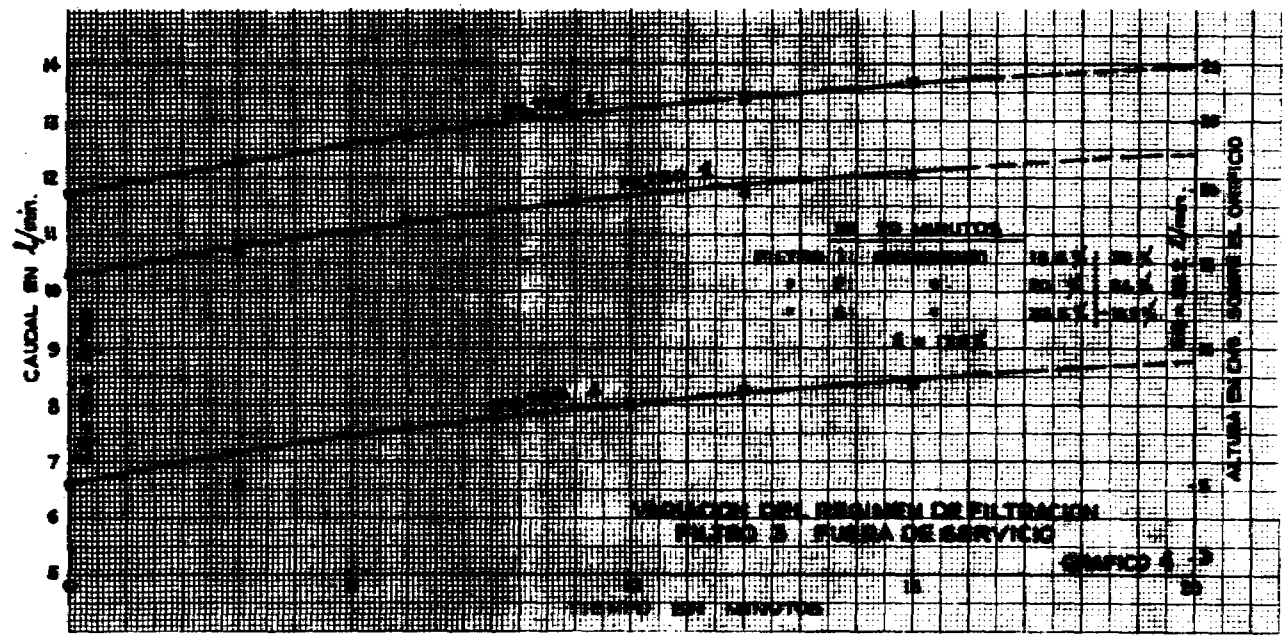
Esto fundamenta la decisión de la D. G. O. S. de construir la planta piloto de El Imperial. No habiéndose podido realizar tal obra por razones internas de orden presupuestario, su ejecución está prevista para el próximo año 1973. En el lapso comprendido entre la fecha y el próximo año, se ha programado operar en forma continua el modelo del filtro, a fin de determinar parámetros de operación importantes como son: porcentaje de agua utilizada en lavar al filtro; eficiencia del lavado; carrera de filtración; calidad del efluente en relación a la calidad variable del agua natural pretratada; etc. Las experiencias que se obtengan podrán quizás determinar modificaciones recomendables en la planta piloto; de suerte que su construcción podrá tener en consideración tales experiencias.

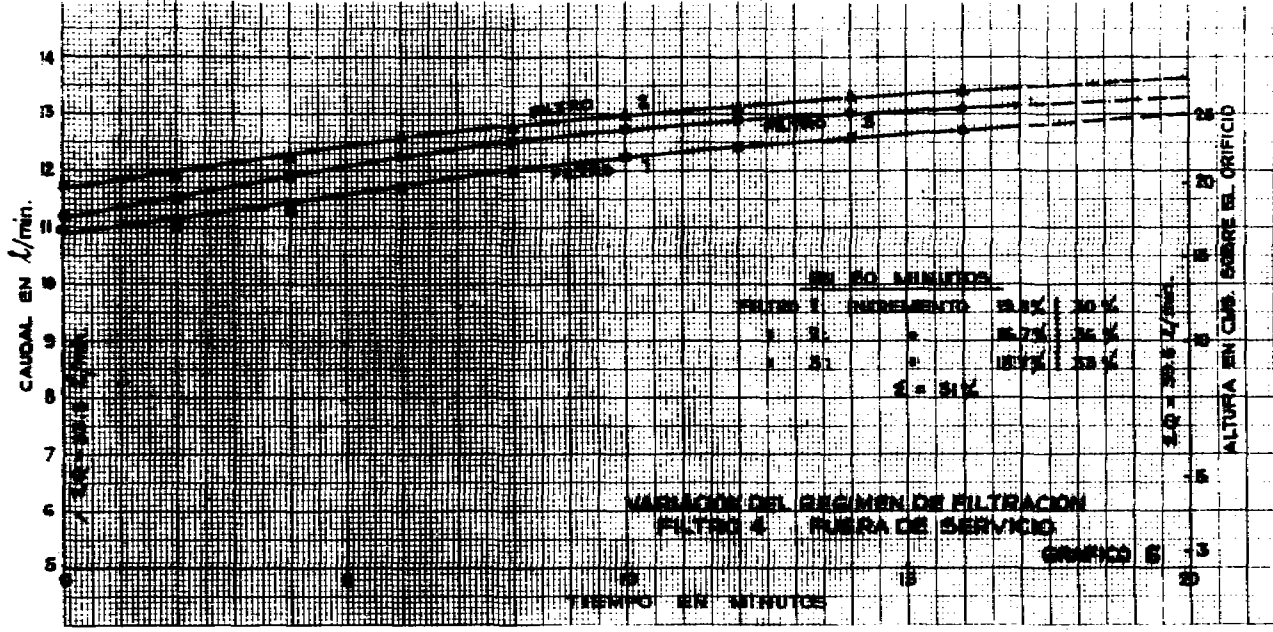
En consecuencia, a mediados del próximo año tendremos en operación la planta de potabilización de El Imperial, lo que nos permitirá obtener conclusiones definitivas de operación en la escala de un prototipo diseñado de acuerdo a los criterios enunciados anteriormente.

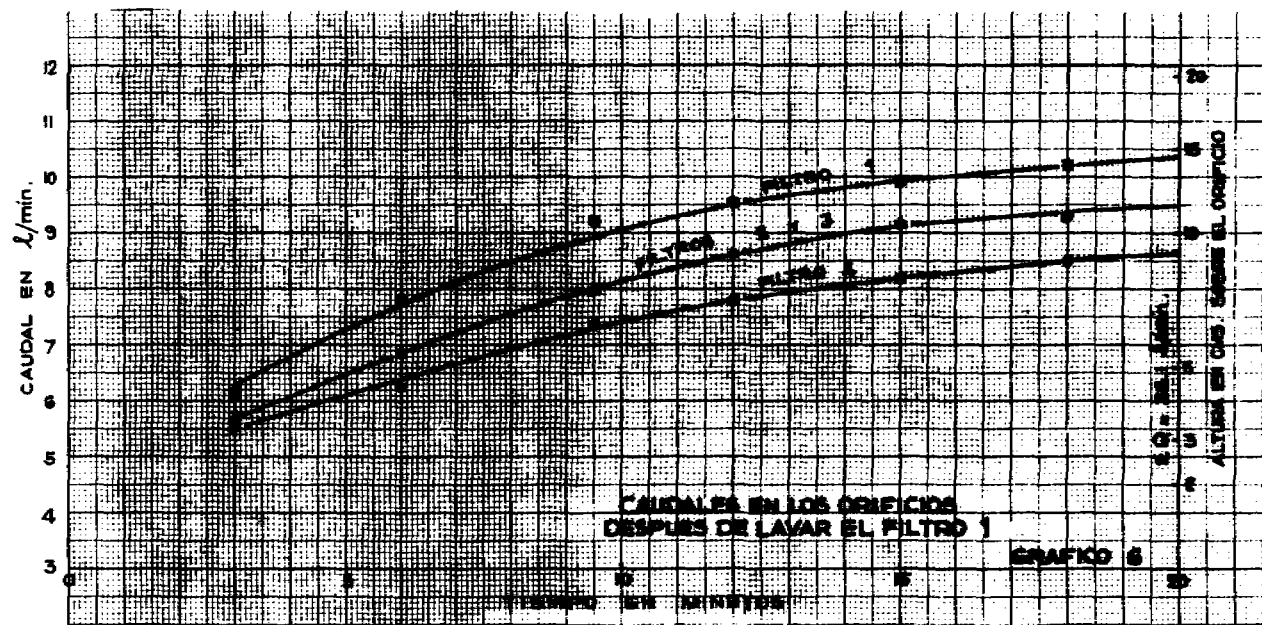


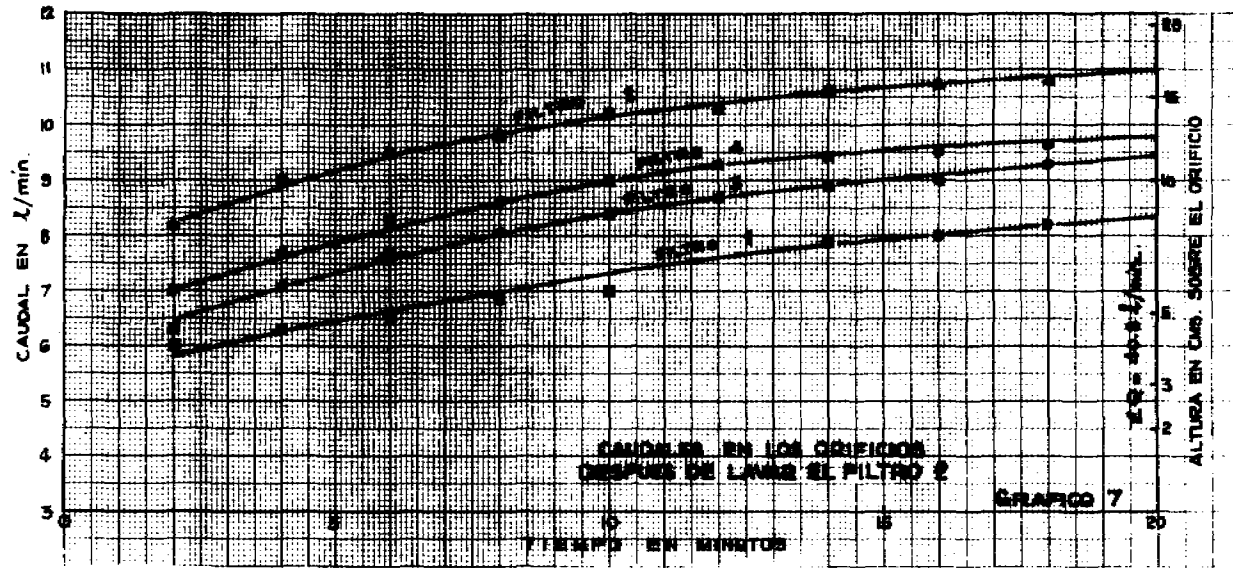


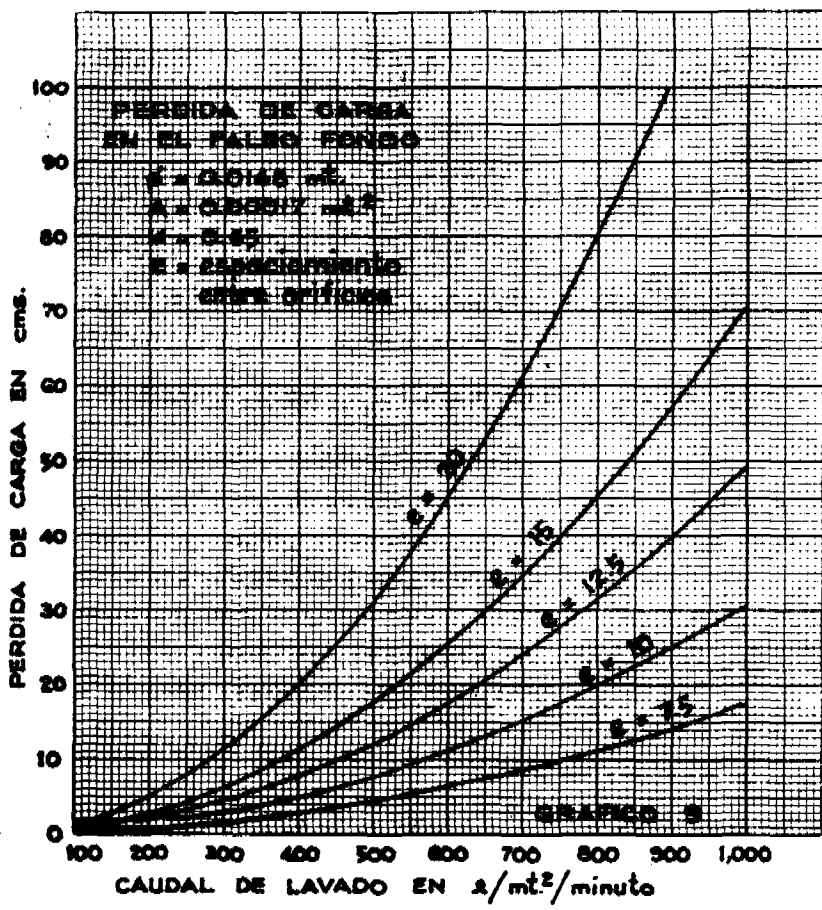


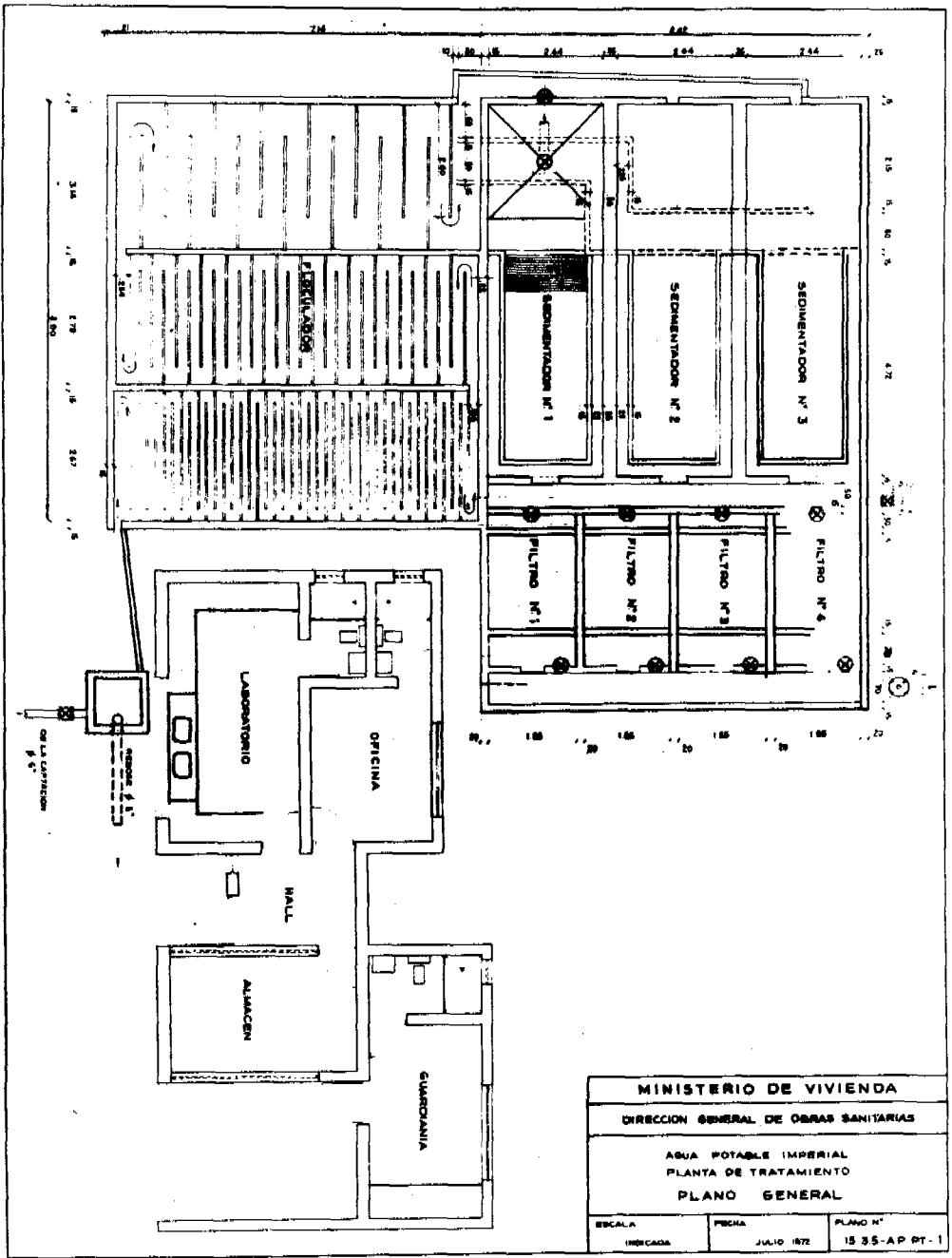


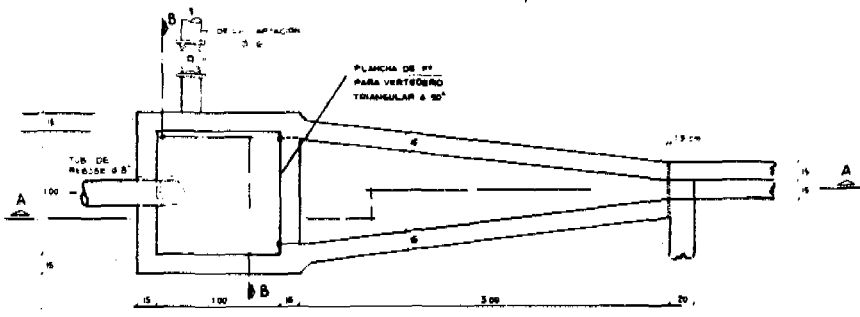




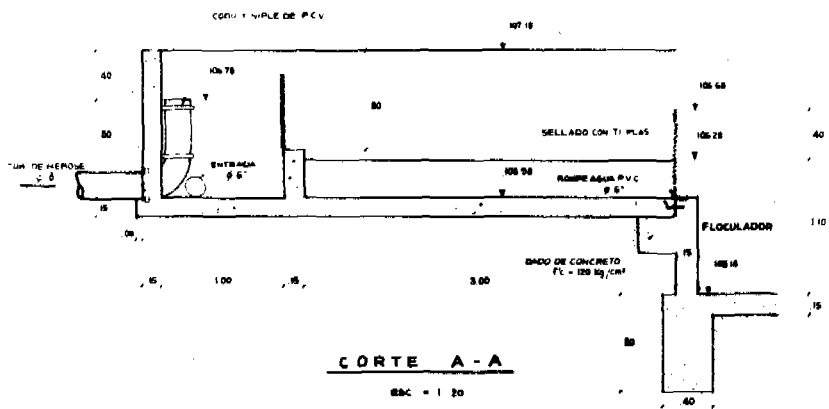




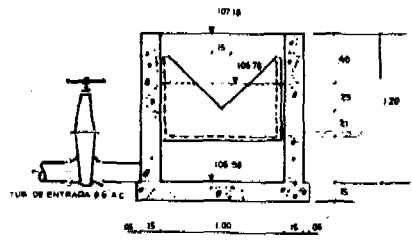




PLANTA
ESC. = 1/20

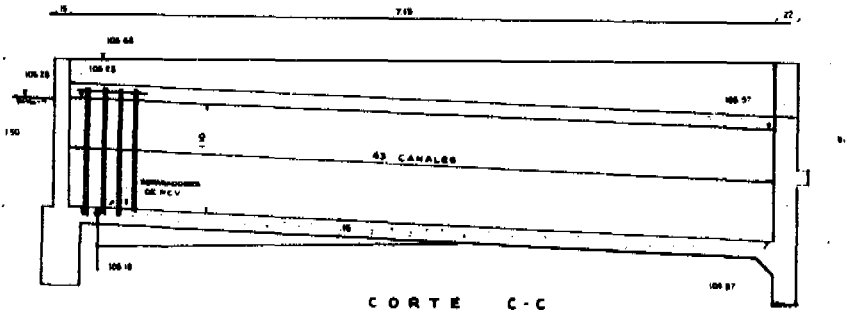


CORTE A-A
ESC. = 1/20

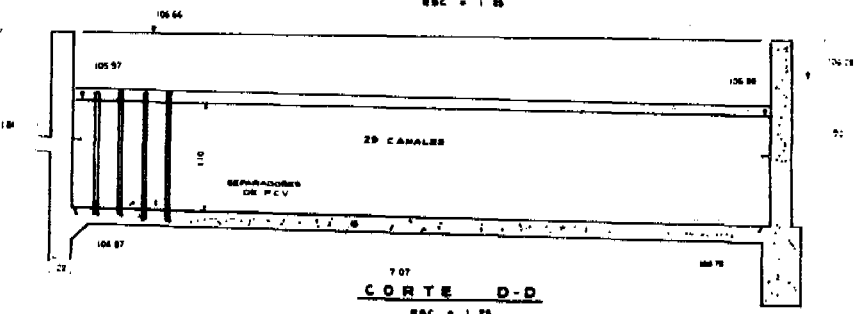


CORTE B-B
ESC. = 1/20

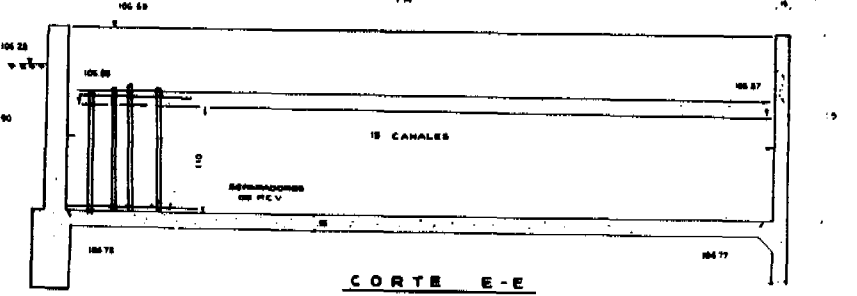
MINISTERIO DE VIVIENDA		
DIRECCION GENERAL DE OBRAS SANITARIAS		
AGUA POTABLE IMPERIAL PLANTA DE TRATAMIENTO SISTEMA DE MEZCLA Y MEDICION DE CAUDAL		
ESCALA: INDICADAS	FECHA JULIO 1972	PLANO N° IS.25-AP.07-2



CORTE C-C
EBC = 1 25

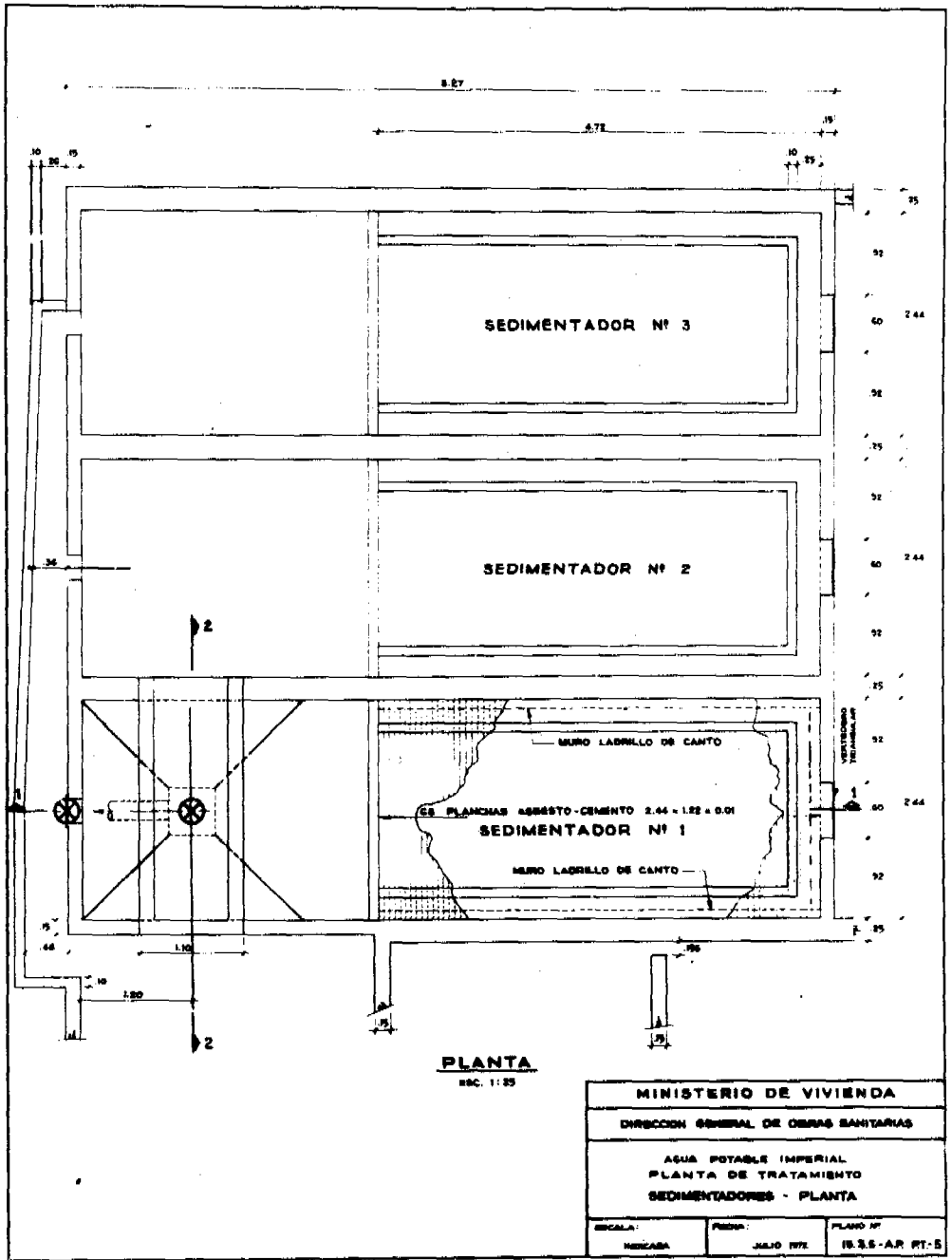


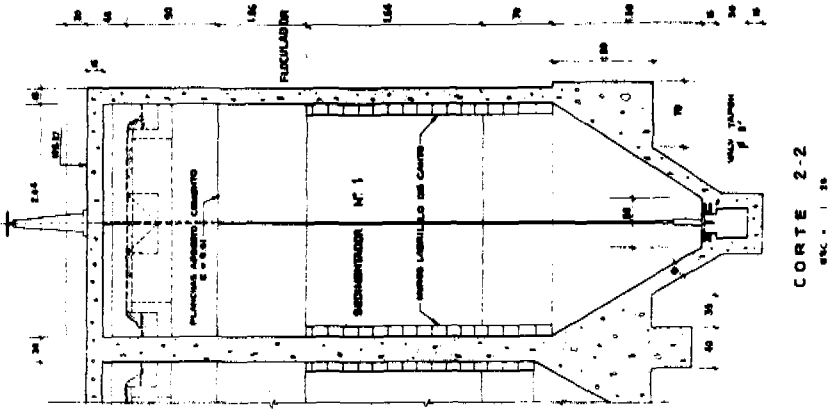
CORTE D-D
EBC = 1 25



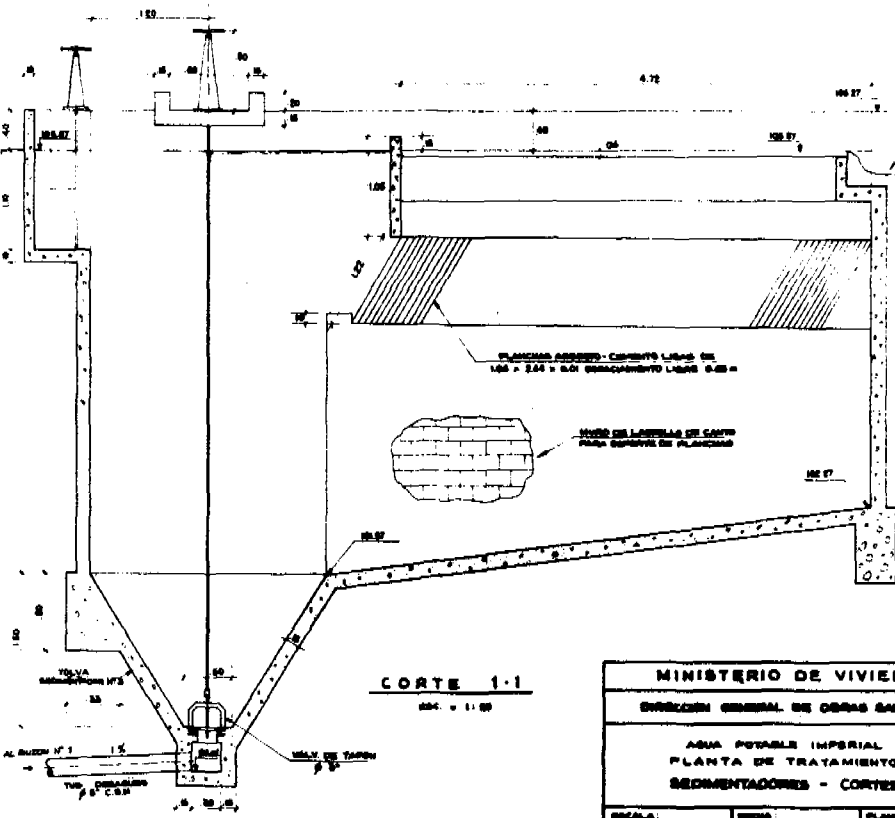
CORTE E-E
EBC = 1 25

MINISTERIO DE VIVIENDA		
DIRECCION GENERAL DE OBRAS SANITARIAS		
AGUA POTABLE IMPERIAL		
PLANTA DE TRATAMIENTO		
FLOCULADOR - CORTES		
ESCALA MÉTRICAS	FECHA JULIO 1972	PLANO N° 1535-AP PT-4



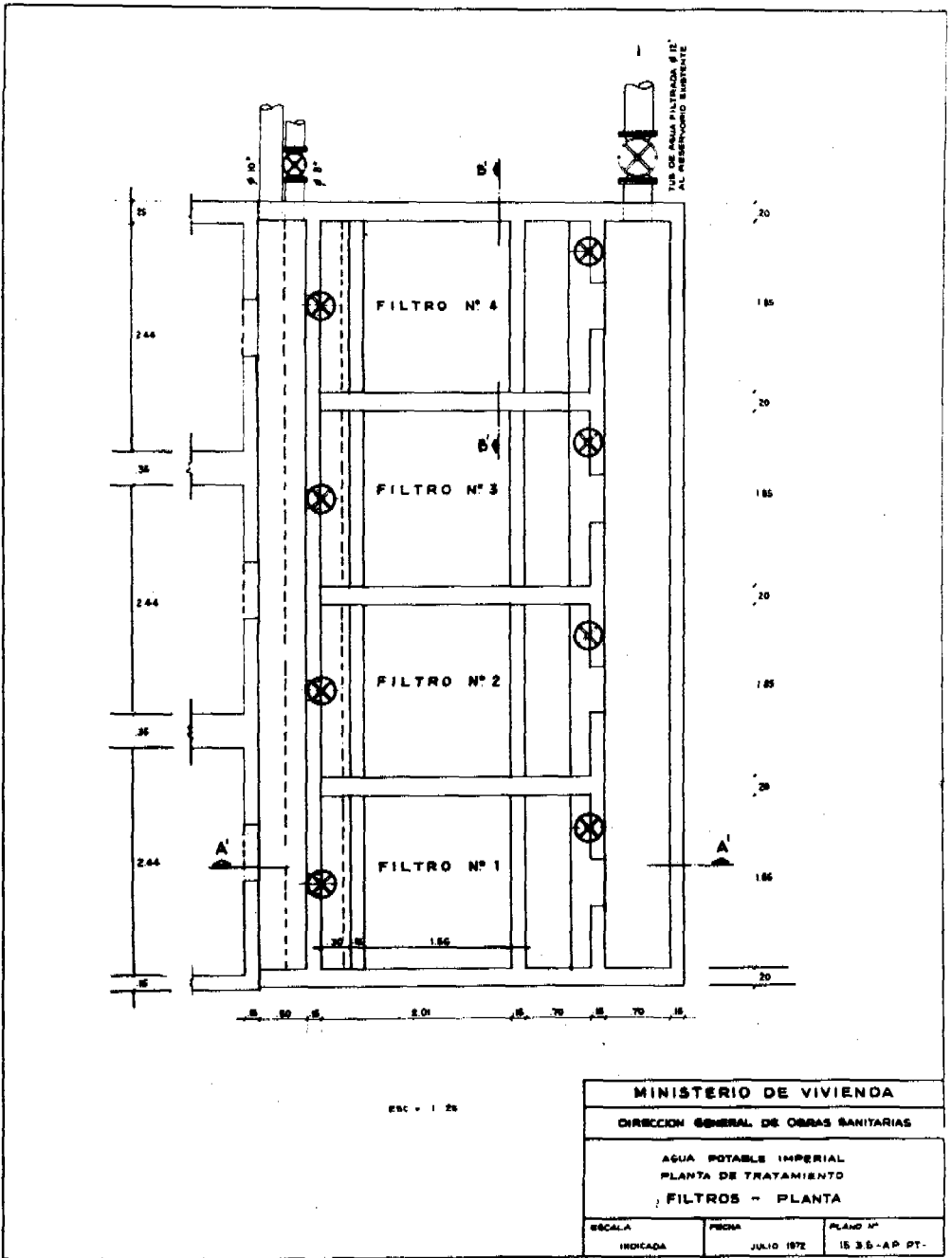


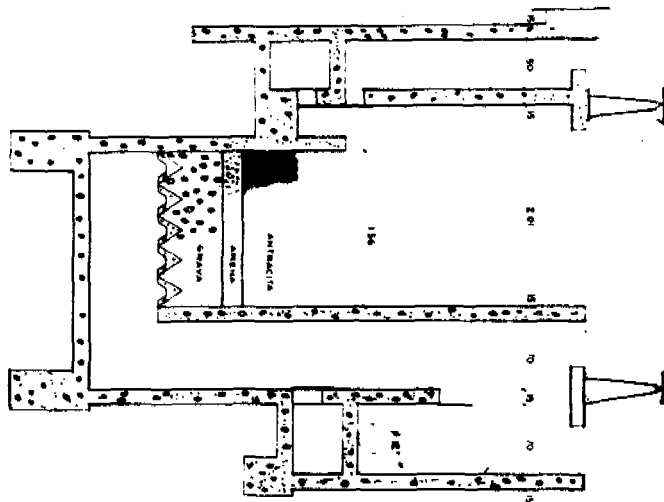
CORTE 2-2
Escala: 1:50



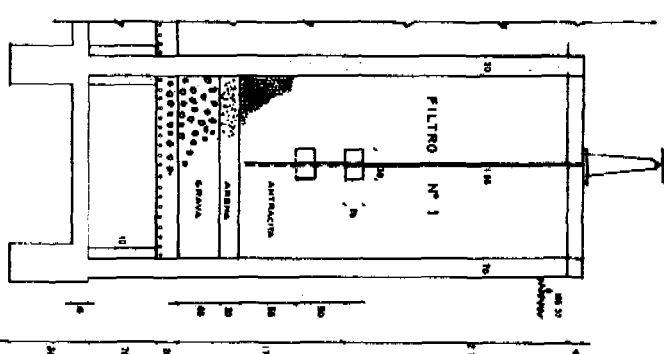
CORTE 1-1
Escala: 1:50

MINISTERIO DE VIVIENDA		
DIRECCIÓN GENERAL DE OBRAS SANITARIAS		
AGUA POTABLE IMPERIAL		
PLANTA DE TRATAMIENTO		
SEDIMENTADORES - CORTES		
ESCALA: NORMA	FECHA: JULIO 1972	PLANO N°: 15.23-AR-PT-6



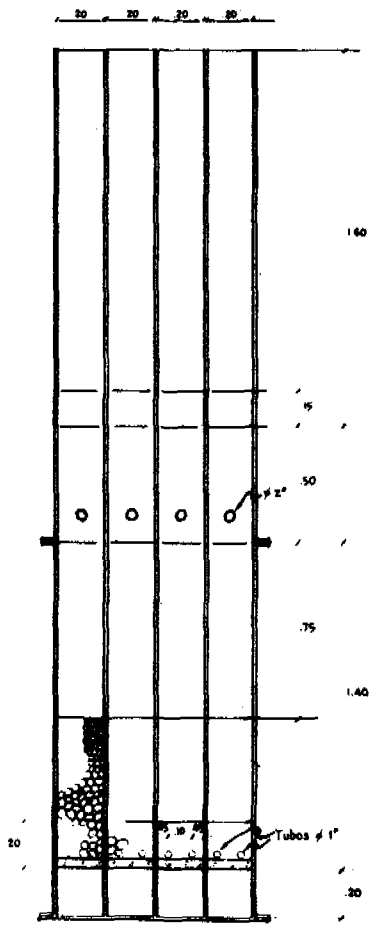


CORTE A-A
ESC. 1/25

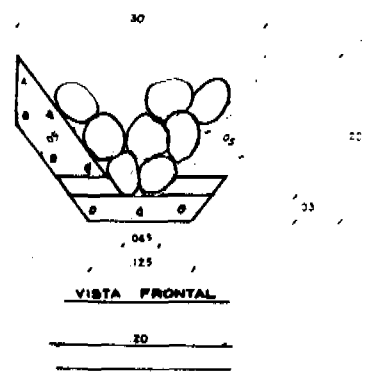
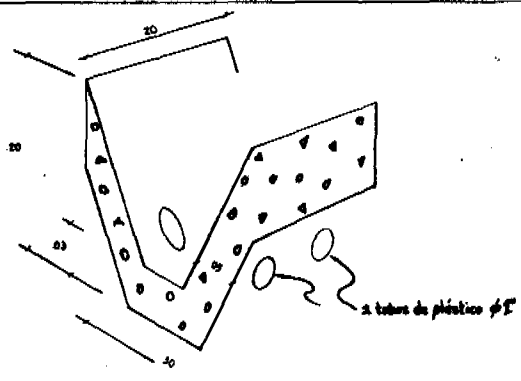


CORTE B-B
ESC. 1/25

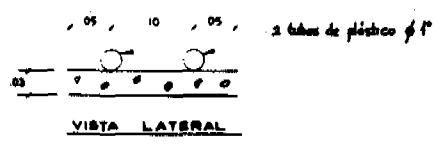
MINISTERIO DE VIVIENDA		
DIRECCION GENERAL DE OBRAS SANITARIAS		
AGUA POTABLE IMPERIAL PLANTA DE TRATAMIENTO FILTROS - CORTES		
ESCALA	FECHA	PLANO N°
INDICADO	JULIO 1972	1535-AP PT-8



CORTE C-C
ESC. 1:10



VISTA FRONTAL



VISTA LATERAL

MINISTERIO DE VIVIENDA		
DIRECCION GENERAL DE OBRAS SANITARIAS		
AGUA POTABLE IMPERIAL		
DETALLES DEL MODELO DE FILTRO		
ESCALA :	FECHA :	PLANO N° :
INDICADA	JULIO 1972	1535 - A.P. CT - 10

ANEXO

I. DISEÑO DEL FLOCULADOR

Caudal : 36 lps.
Período de retención : 25 minutos
Se consideran tres zonas:

- 1) $t_0 = 8$ minutos $V = 0.21$ mt/sg.
- 2) $t_0 = 8$ minutos $V = 0.14$
- 3) $t_0 = 9$ minutos $V = 0.07$

Se usarán pantallas de asbesto-cemento de 1.22 x 2.40 mts. El tirante de agua en los canales será de 1.10 mts.

El coeficiente $n = 0.012$

La sección de los canales será:

$$A_1 = \frac{0.036}{0.21} = 0.172 \text{ mt}^2.$$

$$A_2 = \frac{0.036}{0.14} = 0.257 \text{ mt}^2.$$

$$A_3 = \frac{0.036}{0.07} = 0.514 \text{ mt}^2.$$

Los espaciamientos de las pantallas serán:

$$a_1 = \frac{0.172}{1.10} = 0.156 \text{ mts.}$$

$$a_2 = \frac{0.257}{1.10} = 0.234 \text{ mts.}$$

$$a_3 = \frac{0.514}{1.10} = 0.467 \text{ mts.}$$

Los espaciamientos entre los extremos de las pantallas y el muro opuesto serán:

$$e_1 = 0.156 \times 1.5 = 0.234 \text{ mts.}$$

$$e_2 = 0.234 \times 1.52 = 0.351 \text{ mts.}$$

$$e_3 = 0.467 \times 1.5 = 0.7 \text{ mts.}$$

El ancho de los tanques en cada zona será :

$$b_1 = 2.44 + 0.234 = 2.67 \text{ mts.}$$

$$b_2 = 2.44 + 0.351 = 2.79 \text{ mts.}$$

$$b_3 = 2.44 + 0.70 = 3.14 \text{ mts.}$$

La longitud unitaria de los canales será:

$$l = 2.47 \text{ mts.} \quad 2 = 2.47 \text{ mts.} \quad 3 = 2.49 \text{ mts.}$$

La longitud del recorrido total en cada zona será:

$$L_1 = 0.21 \times 8 \times 60 = 101.0 \text{ mts.}$$

$$L_2 = 0.14 \times 8 \times 60 = 62.1 \text{ mts.}$$

$$L_3 = 0.07 \times 9 \times 60 = 37.8 \text{ mts.}$$

El número de canales en cada zona será:

$$N_1 = \frac{101.0}{2.47} = 40.9 \quad 43$$

$$N_2 = \frac{62.1}{2.47} = 25 \quad 29$$

$$N_3 = \frac{37.8}{2.49} = 12 \quad 15$$

(Nota.— El número de canales adoptados se ha ajustado a la necesidad de obtener longitudes de estructuras sensiblemente iguales).

La longitud de los tanques será:

$$L'_1 = 43 \times 0.156 = 6.70 \text{ mts.} + 0.43 = 7.13 \text{ mts.}$$

$$L'_2 = 29 \times 0.234 = 6.78 \text{ mts.} + 0.29 = 7.07 \text{ mts.}$$

$$L'_3 = 15 \times 0.466 = 6.99 \text{ mts.} + 0.15 = 7.14 \text{ mts.}$$

Las pérdidas de carga por vueltas serán las siguientes:

Zona	V cm/sg.	$\frac{V^2}{2g}$ cms.	$h_1 = 3 N \frac{V^2}{2g}$ cms.
1	21	0.225	29.0
2	14	0.100	8.7
3	7	0.025	1.1

Las pérdidas de carga por fricción serán las siguientes:

Zona	V cm/sg.	$s = \frac{Vn}{2/3}$ r	L mts.	$h_2 = sL$ cms.
1	21	20.8×10^{-5}	101.0	2.0
2	14	5.6×10^{-5}	62.1	0.35
3	7	0.59×10^{-5}	37.8	0.02

Las pérdidas de carga conjuntas por zona serán:

$$1. hf = 29.0 + 2.0 = 31 \text{ cms.}$$

$$2. hf = 8.7 + 0.3 = 9.0 \text{ cms.}$$

$$3. hf = 1.1 + 0.02 = 1.12 \text{ cms.}$$

Y la pérdida de carga total será:

$$hf = 31 + 9 + 1.1 = 41 \text{ cms.}$$

El tiempo de recorrido será en cada zona:

$$t_1 = \frac{43 \times 2.47}{0.21} = 506 \text{ sg.} = 8.4 \text{ m.}$$

$$t_2 = \frac{29 \times 2.47}{0.14} = 512 \text{ sg.} = 8.5 \text{ m.}$$

$$t_3 = \frac{15 \times 2.49}{0.07} = 534 \text{ sg.} = 8.9 \text{ m.}$$

Y en total: $t = 25.8 \text{ m.}$

La potencia disipada en cada zona será:

$$P_1 = \frac{31}{498} \times 10^3 = 62.3 \frac{\text{gr-cm}}{\text{seg-lts.}}$$

$$P_2 = \frac{9}{504} \times 10^3 = 17.8 \frac{\text{gr-cm}}{\text{seg-lts}}$$

$$P_3 = \frac{1.1}{525} \times 10^3 = 2.1 \frac{\text{gr-cm}}{\text{seg-lts.}}$$

Y los gradientes de velocidad resultarán de:

$$G_1 = 70 \text{ seg}^{-1} \quad G_2 = 37.5 \text{ seg}^{-1} \quad G_3 = 13 \text{ seg}^{-1}$$

para una temperatura de 12°C.

II. DISEÑO DE LOS SEDIMENTADORES

Caudal $\frac{36}{3} = 12 \text{ lps.}$

Tasa de operación $90 \text{ mt}^3/\text{m}^2/\text{día}$

Temperatura del agua 15°C

Viscosidad cinemática: $0.01146 \text{ cm}^2/\text{sg.}$

Se colocarán planchas de asbesto-cemento de $1.22 \times 2.44 \text{ mts.}$ y 0.01 mts. de espesor, espaciadas 5 cms. e instaladas a un ángulo de 60° con la horizontal.

El volumen que pasa por día será:

$$V = 0.012 \times 86,400 = 1,037 \text{ mts}^3.$$

El área de sedimentación acelerada será de:

$$A = \frac{1,037}{90} = 11.5 \text{ mts}^2.$$

Siendo el ancho del sedimentador de 2.44 mts., la longitud del área de sedimentación acelerada será de:

$$l = \frac{11.5}{2.44} = 4.72 \text{ mts.}$$

La velocidad promedio será de:

$$v_0 = 90 \text{ mt/día} = \frac{9000}{86400} = 0.104 \text{ cm/sg.}$$

El número de Reynolds será de:

$$NR = \frac{0.104 \times 5}{1.146 \times 10^{-2}} = 45.4$$

Siendo en consecuencia el flujo de tipo laminar. La longitud relativa total de las planchas será de:

$$L_T = \frac{122}{5} = 24.4$$

La longitud relativa por turbulencia será de:

$$L' = 0.058 \times 45.4 = 2.7$$

La longitud relativa será de:

$$L = 24.4 - 2.7 = 21.7$$

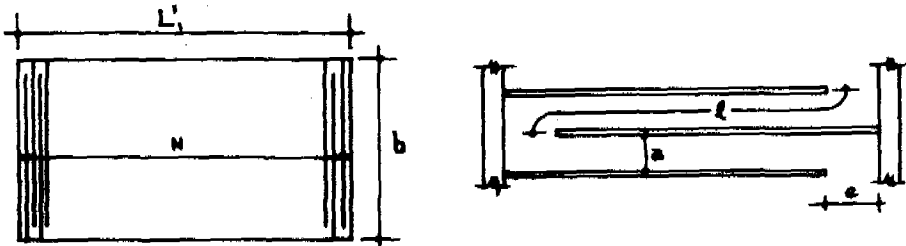
El régimen de flujo crítico será de:

$$q = \frac{864 \times 1 \times 0.104}{0.866 + 21.7 \times 0.5} = 8.3 \text{ mt}^3/\text{mt}^2/\text{día.}$$

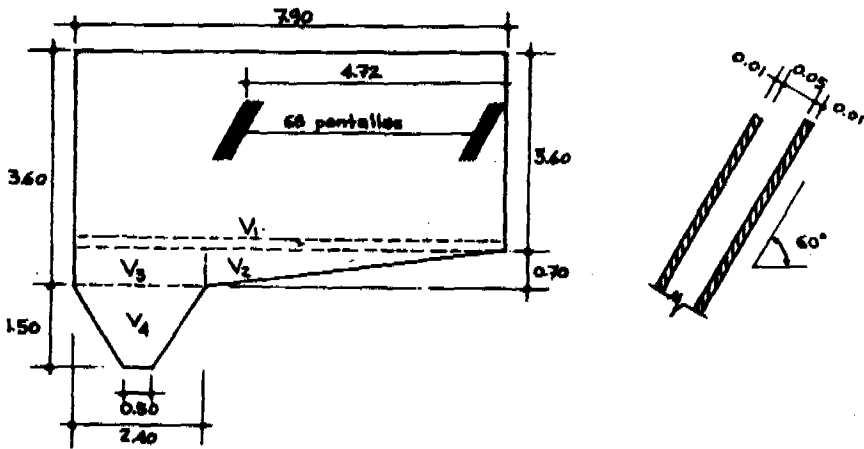
El número de pantallas necesario será de:

$$N = \frac{4.72 \times 0.866}{5 + 1} = 68.3$$

FLOCULADOR -



SEDIMENTADOR -



Se colocarán en consecuencia 68 pantallas lo cual da una longitud efectiva del área de sedimentación acelerada de:

$$68 \times \frac{6}{0.866} + \frac{1}{0.866} = 4.71 + 1.1 = 4.72 \text{ mt.}$$

El tiempo de retención en las celdas será de:

$$t = \frac{122}{0.104} = 1,173 \text{ seg.} = 19.6 \text{ minutos.}$$

Por razones de distribución estructural, los sedimentadores tendrán 7.90 mts. de largo y una profundidad efectiva de 3.35 mts. En consecuencia su volumen efectivo será de:

$$V = 7.90 \times 2.44 \times 3.35 = 64.5 \text{ mts}^3.$$

Siendo la profundidad menor, de 3.60 mts. y existiendo un desnivel en el fondo, de 0.70 mts. a más de la tolva, el volumen para almacenaje de sedimentos será de:

$$V_1 = 7.90 \times 2.44 \times 0.25 = 4.82 \text{ mts}^3.$$

$$V_2 = 2.75 \times 0.70 \times 2.44 = 4.70 \text{ mts}^3.$$

$$V_3 = 2.44 \times 2.40 \times 0.70 = 4.10 \text{ mts}^3.$$

$$V_4 = 0.5(5.86 + 0.25 + 1.21) = 3.66 \text{ mts}^3$$

$V_s = 17.28 \text{ mts}^3$., que representa el 26.9% del volumen efectivo.

El período de retención resultante será de:

$$Pr = \frac{64.5}{0.012} = 0.9 \text{ horas.}$$

Régimen de descarga del vertedero:

$$\frac{12}{6.54} = 1.83 \text{ lts/seg/mt.}$$

IV. DISEÑO DE LOS FILTROS

$$\text{Caudal : } \frac{36}{4} = 9 \text{ lps.}$$

Habiéndose decidido diseñar el lavado directamente con la producción de los filtros, es necesario diseñarlos en base a los requerimientos de dicho caudal.

Régimen de lavado : 45 mt/hora.

Tasa de filtración necesaria: $\frac{45}{4} = 11.25$ mt/hora.

Area filtrante por unidad: $\frac{0.009 \times 3600}{11.25} = 2.88$ mts.

Adoptando un ancho de 1.85 mts. la longitud de la caja del filtro será de:

$$\frac{2.88}{1.85} = 1.56 \text{ mts.}$$

Ancho de la canaleta de desagües : 0.30 mts.

$$hc = \sqrt[3]{\frac{0.036^2}{9.8 \times 0.09}} = 0.12 \text{ mts.}$$

$$ho = 1.73 \times 0.12 = 0.21 \text{ mts}$$

La profundidad de la canaleta será de: 0.50 mts. y su compuerta de 0.30 x 0.20 mts. La compuerta de ingreso del agua por filtros será también de 0.30 x 0.20 mts. Esto da una velocidad de pasaje de 0.20 mps.

El régimen de descarga del vertedero para el lavado será de:

$$\frac{36}{1.85} = 19.45 \text{ lts/seg/mts.}$$

lo que da un tirante de carga de:

$$H = \sqrt[3]{\frac{0.019^2}{1.83^2}} = 0.048 \text{ mts.}$$

El canal de intercomunicación del efluente de los filtros tendrá compuertas de acceso de 0.30 x 0.50 mts., las cuales determinan por unidad una pérdida de carga de:

$$h = \left(\frac{0.036}{0.15 \times 0.6 \times 4.42} \right)^2 = 0.008 \text{ mts.}$$

Adoptando una sección de 0.5 x 0.7 mts. para el canal intercomunicador, la pérdida de carga por fricción será despreciable.

Antracita.

Dureza	: 3.0 a 3.7 escala de Mohs
Gravedad específica	: de 1.4 a 1.6
Porosidad	: 0.40
Factor de forma	: 7
Porosidad expandida	: 0.6 a 25% de expansión.

Arena.

Tamaño correspondiente al 1% no < 0.5 del tamaño correspondiente al 10%.

Coefficiente de uniformidad < 1.7

Tamaño correspondiente al 99% no < 2 mm. o 4 veces el tamaño correspondiente al 10%

Debe satisfacer también a la siguiente graduación granulométrica:

Porcentaje del material que pasa	Abertura de malla
84 a 99	1.68 - 1.19 mm.
49 a 84	0.84 "
14 a 39	0.59 "
2 a 6	0.42 "
0 a 1	0.30 "

Deberá cumplir las especificaciones standard de densidad, contenido de solubles, pérdidas por ignición, etc.

Grava.

Elementos redondeados de no menos de 2.5 de gravedad específica.

Porosidad en cada estrato no debe ser menor de 35% ni mayor de 45%.

Deberá cumplir la siguiente graduación por capa o estrato:

Espesor estrato	Tamaño límite
15 cms.	1/2" a 3/4"
10 "	1/4" a 1/2"
10 "	1/8" a 1/4"
10 "	Malla N° 10 (2 mm.) a 1/8"

Las canaletas prefabricadas del falso fondo llevarán niples de plástico de 1/2" de diámetro empotrado, en número de 66.7 por metro cuadrado de fondo.

DISCUSION

TEMA VI

PLANTAS DE TRATAMIENTO

1. **La discusión comenzó con un comentario sobre el diseño de la planta de tratamiento para la ciudad de Cochabamba, Bolivia.**

Se dijo al respecto que, con la colaboración del Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente (CEPIS), se había diseñado una nueva planta para la ciudad de Cochabamba, Bolivia, aplicando los nuevos conceptos sobre tratamiento del agua. Este proyecto representa un ahorro considerable para la Municipalidad de Cochabamba. La construcción de la planta, incluyendo un floculador hidráulico, tres sedimentadores de alta rata y seis filtros, costará alrededor de 125,000 dólares. Con esto se podrá aumentar la capacidad actual de 130 lt/seg a 235 lt/seg. El costo aproximado de un proyecto anterior hecho por una firma constructora y que sólo incluía pequeñas modificaciones a la planta de tratamiento existente, era de 168,000 dólares y sólo hubiese permitido tratar 130 lt/seg. Haciendo una comparación de costos se llega a la siguiente conclusión: utilizando los nuevos métodos de tratamiento de agua los costos son de 125,000 dólares. En cambio, al hacer una planta de tratamiento convencional se hubiera gastado 285,000 dólares. O sea que la relación de costos sería de 1 a 2.3.

2. **¿Con qué calidad de agua trabajó la planta piloto construida en el Laboratorio Nacional del Hidráulica del Perú? ¿Se usó agua tratada? ¿Cuál fue la calidad del efluente?**

El filtro trabajó solamente con agua con turbiedad artificial para proceder a la colmatación del medio y al lavado correspondiente. Por esta razón no se midieron turbiedades efluentes, pues se espera poder trasladar la instalación piloto a la planta de tratamiento de la Atarjea, Lima, donde podría trabajar con agua floculada y sedimentada. En realidad, los estudios recién han comenzado y se espera continuarlos en 1973.

3. **Uno de los expositores hizo luego un comentario en el sentido de que no debía darse la falsa impresión de que los ingenieros están dejando todos los problemas para que los resuelvan los operadores de las plantas de tratamiento.**

Dijo que el problema de entrenamiento de operadores era muy importante pues, cualesquiera fuesen las modificaciones en las plantas, siempre sería necesario conocer muy bien el funcionamiento de las mismas. Los operadores deben ser considerados como

amigos de los ingenieros. Sin embargo, en América Latina quizás no se haya valorizado suficientemente su labor. El Simposio, a través de sus trabajos y de las discusiones desarrolladas, ha demostrado que uno de los problemas más importantes del tratamiento es la química del agua. Por ejemplo, el que se forme un floc duro o débil tiene importancia en todas las etapas del tratamiento, y esto solo puede regularse mediante una cuidadosa operación. Los ingenieros sanitarios debieran preocuparse más de la creación de la carrera de operador de planta de tratamiento; del reconocimiento a su esfuerzo, de la clasificación de sus cargos, de la obligatoriedad de su entrenamiento y también de la mejora de sus salarios. Si nos descuidamos en estos asuntos no vamos a obtener los resultados que esperamos.

4. Se agregó luego que no era correcto afirmar que las plantas de tratamiento en América Latina eran una copia más o menos modificada de las de los países más industrializados. Se manifestó que en casi todos los países existen plantas autóctonas fabricadas con elementos y diseño nacionales. En prueba de ello se arguyó que en muchos congresos de AIDIS se habían presentado soluciones originales y que en Brasil, Argentina, Venezuela y muchos otros países de América Latina, las plantas eran diseñadas, construidas y equipadas por personal y equipo nacionales.

Continuando con la discusión de este punto, otro participante manifestó que era evidente que si se simplificaban las plantas de tratamiento no se simplificaban en igual forma los procesos de operación, por cuanto el proceso fundamental que se realiza en ellas es el de coagulación-floculación y éste no se hace más fácil por mucho que se simplifiquen el diseño y los equipos. En consecuencia, el entrenamiento de operadores no deja de ser una labor fundamental, en la que se debe seguir trabajando cualquiera sea el tipo de planta que se adopte en el futuro. La responsabilidad de la buena marcha de las instalaciones de potabilización es tanto de los ingenieros como de los operadores. Los primeros deben simplificar las plantas y los segundos colaborar operando en forma eficiente el sistema que se les ha confiado.

Por otro lado se dijo que si bien en Latinoamérica existen plantas de tratamiento que no pueden considerarse copias de las diseñadas en países industrializados, éstas son la excepción y prueba de ello es que se presentan como casos raros en los congresos de AIDIS. La gran mayoría de los diseños no ofrece nada nuevo, son convencionales y conservadores, con patrones establecidos hace muchos años y, a veces, con especificaciones que ya han sido abandonadas en los países industrializados.

Hay que admitir, por otra parte, que existen en la actualidad muchas industrias nacionales que producen buena parte de los equipos que se utilizan en las plantas de tratamiento. Por desgracia muchas de ellas lo único que hacen es fabricar aparatos con tecnología importada, bajo licencia de fabricantes extranjeros, lo que no puede considerarse como una auténtica solución latinoamericana.

5. Se habló luego de la necesidad de congratular al CEPIS por el entusiasmo puesto en el establecimiento de plantas piloto y en impulsar la investigación a fin de encontrar nuevos caminos en el tratamiento del agua.

Se dijo que este Simposio era una demostración palpable del largo camino que se había recorrido en este campo en Latinoamérica y se recordó la frase: "Esta es una nueva Latinoamérica", pronunciada por el Prof. Gordon Fair al visitar unos laboratorios en Brasil.

6. Se pasó en seguida a discutir el diseño de la planta de tratamiento para El Imperial, Cañete, Perú.

Se sugirió modificar la forma de entrada del agua en la cual se había puesto un vertedero, y después del vertedero un resalto hidráulico. Se consideró que el resalto hidráulico era un buen mezclador y un buen sistema de medida del flujo. La canaleta Parshall es mucho más eficiente para esto pues combina la medida del agua con la turbulencia necesaria para la mezcla.

Con respecto al sistema de floculación hidráulica proyectado, se anotó que éste era de flujo horizontal pero que, para plantas de tratamiento de mayor capacidad tal vez convenga más usar floculadores de flujo vertical, ampliamente conocidos en Brasil. La experiencia de ese país indica que dichos floculadores son mejores que los de flujo horizontal.

Por otro lado se observó que la pérdida de carga que se producía en el falso fondo era demasiado pequeña. Para que los falsos fondos trabajen bien necesitan producir pérdidas de carga relativamente altas, en ningún caso inferiores a 25 cm, con el objeto de asegurar una mejor distribución del flujo.

Se sugirió, por último, la posibilidad de suprimir la capa de grava con el objeto de ganar los 45 cm de altura que ésta tiene. Tal práctica es corriente usando fondos adecuados y puede significar economías en la altura de la caja del filtro.

Otro participante manifestó que en el diseño de los floculadores de flujo vertical había que poner mucho cuidado en el método de remoción de los lodos, pues era frecuente la acumulación de fango entre los tabiques, lo que constituye un serio problema de operación.

Con respecto a la pérdida de carga en los drenes de los filtros proyectados se dijo que, efectivamente, el espaciamiento de los huecos cada 10 cm era demasiado reducido y que podía incrementarse hasta 12 cms, con lo que produciría unos 24 cms de pérdida de carga. A este respecto se advirtió que en el diseño de la planta de El Imperial se estaban usando pérdidas tan bajas en los drenes (20 - 30 cms) porque la velocidad de entrada del flujo de lavado a la cámara inferior del filtro era muy baja, debido a que estaba completamente abierta por el frente; pero que en filtros convencionales con alta velocidad de entrada del agua de lavado, las pérdidas debían dejarse mucho más altas para distribuir bien el flujo ascensional en toda el área del filtro.

Se hizo luego referencia a la altura de la grava en el diseño de los filtros de El Imperial y se dijo que si bien utilizando drenes especiales se podía disminuir la profundidad del lecho, había que tener en cuenta el problema del movimiento de la gravilla

en contacto con la arena durante el lavado. Los estudios hechos por Baylis en la planta experimental de Chicago mostraron que éste era un problema muy serio y de difícil solución.

7. ¿Cuántas unidades de filtración es necesario proyectar como mínimo al utilizar el sistema propuesto por el Ing. Arboleda? ¿Qué expansión del lecho de arena y antracita se consigue al lavar con una pérdida de carga inferior a 1 m, cuánto tiempo dura la limpieza y qué porcentaje de agua de lavado se obtiene con este tipo de filtros?

Con respecto al primer punto de la pregunta se contestó que el número mínimo de unidades que debían construirse con este sistema era de cuatro para evitar que se produjera un aumento excesivo de flujo en las otras tres al sacar una de ellas fuera de servicio.

Con respecto al segundo punto se dijo que la expansión del medio de arena y antracita usado era del 35% con 45 cm de pérdida de carga.

Se aclaró por último que por el momento no se había hecho pruebas completas del proceso de filtración en la planta piloto que se tenía en funcionamiento y que, por lo tanto, no se podían dar los valores de porcentaje del agua de lavado y turbiedad del agua filtrada. Se esperaba poder continuar los trabajos de setiembre en adelante y obtener estos datos.

8. ¿Cuál es la rata de flujo al comienzo de la carrera de filtración inmediatamente después de lavar un filtro? ¿No es demasiado alta?

Las experiencias realizadas en los filtros piloto del Laboratorio Nacional de Hidráulica indican que el filtro recién lavado trabaja con una rata de flujo no muy alta y, hasta ahora, no se ha visto el peligro de que éste "se dispare" al comienzo de la carrera.

9. En el diseño de El Imperial las canaletas se prolongan dentro del sedimentador, ¿no obstaculizan éstas la extracción de las placas de asbesto—cemento de la zona de sedimentación acelerada cuando es necesario hacerlo así?

Efectivamente, dejar las canaletas de agua sedimentada sobresaliendo dentro del sedimentador podría crear un cierto problema de mantenimiento cuando se quisiera remover las placas de asbesto—cemento que hay dentro del sedimentador. En Cuenca las planchas van colocadas sobre ranuras prefabricadas en el muro. En el diseño de El Imperial no se ha pensado colocarlas así sino sobre un muro de ladrillo sobrepuesto al de concreto, donde se puedan apoyar las planchas las que para estar en posición van a tener simplemente separadores adosados al muro. En consecuencia, puede retirarse sin dificultad todo el juego de placas, pero hay que hacerlo en grupo. La estructura superior no impide la colocación ni el retiro de las placas.

TEMA VII

**AUMENTO DE LA CAPACIDAD
DE LAS PLANTAS**

INCREMENTO DE LA CAPACIDAD DE PLANTAS DE FILTRACION DE AGUA

Fabián Yáñez, Ph. D.

Asesor Regional en Tratamiento de Aguas Residuales
Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria
y Ciencias del Ambiente (CEPIS)
Lima-Perú

A. INTRODUCCION.

Como resultado de la explosión de la población las áreas urbanas en países en desarrollo están creciendo aceleradamente, acarreado al paso una serie de problemas como el incremento exagerado en demandas de agua. Debido a esto las plantas de tratamiento de agua están alcanzando su capacidad de producción mucho más pronto de lo que se esperaba y, en consecuencia, se ha hecho necesario el pensar con más frecuencia en incrementos de capacidad y expansiones de las facilidades de tratamiento.

Un breve recuento de desarrollos de aplicación para instalaciones de mezcla rápida (1), (2), indica que la práctica convencional de la mezcla rápida puede ser mejorada considerablemente y en menor tiempo con el uso de reactores tubulares. En forma similar se ha demostrado que en la operación de floculadores el tiempo de floculación puede ser recortado sin causar mayor efecto en la turbiedad residual y, más aún, la efectividad de sedimentadores puede ser incrementada con el uso de celdas, tubos o tabiques, (3), (4). En suma existen suficientes herramientas que permiten optimizar el trabajo de unidades de pretratamiento de agua.

En cuanto a incremento de la capacidad de filtros, el desarrollo de filtros de medio doble y múltiple ha sido de gran utilidad, aunque todavía se piensa en depender de un buen pretratamiento. El caso extremo ha sido el desarrollo del método "coagulación de contacto", en donde un agua cruda de baja turbiedad se introduce directamente a un filtro (en dirección de los granos gruesos a los finos), conjuntamente con un coagulante y un polielectrolito catiónico como ayudante de coagulación, (5), (6).

El autor, en busca de métodos económicos de tratamiento de aguas que puedan ser usados en países en desarrollo, ha investigado el uso de polímeros sintéticos como ayudantes de filtración, con atención especial a condiciones que se relacionan a incrementar la capacidad de plantas de tratamiento. Se espera que los conocimientos adquiridos a través de esta investigación puedan ser usados para prolongar la vida de instalaciones existentes con la modificación a filtros múltiples y el uso de polímeros como ayudantes de filtración.

Con el objeto de adquirir toda la información pertinente, el autor llevó a cabo una revisión de la literatura desde el año de 1933 hasta diciembre de 1971. Un recuento sobre la evolución de la teoría y el desarrollo de filtros rápidos ha sido presentado en otra publicación (7).

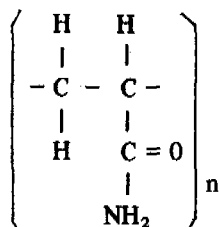
El uso de polímeros en filtros rápidos no es nuevo y se ha extendido a instalaciones de gran escala, aun cuando existieron muchas preguntas en cuanto a su uso y condiciones de aplicación. A continuación se presenta un resumen de la práctica en acondicionamiento de filtros.

B. LA PRACTICA DE ACONDICIONAMIENTO DE FILTROS.

El uso de polímeros como acondicionadores de filtros fue iniciado en 1960 por Conley and Pitman (8), en la planta experimental de Hanford. En esta planta los autores estuvieron interesados en desarrollar un medio filtrante doble (antracita y arena), capaz de entregar un efluente con turbiedades de 0.01 mg/l o menos, para todas las condiciones de agua cruda, con una velocidad de 6 gpm/pie² y con carreras de por lo menos 6 horas. Los polielectrolitos fueron empleados como un método de control de rotura en los filtros, en dosis que variaron de 0.03 a 0.14 mg/l. No se indicó qué material fue experimentado. Más tarde en 1960 los autores indicaron con más detalle sus experiencias continuadas en Hanford (9). Esta vez se reportó el uso de **Separan NP - 10** (producto de Dow Chemical Co.) y **Hagan Coagulant Aid 2** (producto de Hagan Corp.), en dosis que variaron de 0.005 a 0.05 mg/l. Se indicó que los polímeros son dosificados directamente en el influente del filtro y que tiempo y agitación decrementan su efectividad. También se postuló que esos químicos orgánicos actúan adhiriendo partículas entre sí y a los granos del filtro, para prevenir roturas.

Conley en 1961 resume las experiencias de Hanford (10), e indica que se han usado polisacáridos o poliacrilámidas como acondicionadores de filtros. Las observaciones de Hanford están limitadas a aguas frías de menos de 10°C y turbiedades bajas. Más tarde el mismo autor reporta el uso de **Purifloc N - 17** (un polímero noiónico de Dow Chemical Co.), indicando el efecto de añadir 0.75 mg/l en la calidad del efluente (11).

En 1967 (12), Geise, Pitman and Wells presentan más información sobre las investigaciones de Hanford, indicando que no todos los ayudantes de coagulación son efectivos como acondicionadores de filtros y algunos son efectivos solamente a dosis altas y fuera de justificación económica. La poliacrilámda tiene un peso molecular de 1'000,000 y su estructura es:



Los mismos autores discuten la influencia de dosis de poliacrilámda (0.010–0.025 mg/l) en la carrera del filtro y pérdida de carga. Se indica además que el uso de 0.02 mg/l de polímero en forma continua fue suficiente para eliminar roturas del filtro debido a cambios bruscos en flujo.

Robeck, Clarke y Dostal, en 1962 (13) reportan el uso de polielectrolitos en el control de penetración de virus en filtros rápidos. Se usaron dosis de 0.05 mg/l (**Purifloc** de Dow Chemical Co.). Se indica además que para aguas con turbiedades de 25 U. J. T., se puede omitir el pretratamiento (coagulación–sedimentación), con el uso de filtros de arena–antracita y polímeros sintéticos.

Otras experiencias de Robeck y Dostal (14), se publican indicando el uso de un polímero en dosis de 0.08 mg/l, con un influente de 8. U. J. T. y a una velocidad de filtración de 2 gpm/pie². Con esto se prolongaron las carreras de filtros y se evitaron roturas. Otros progresos en esta área incluyen el uso de filtros piloto empleados a altas ratas con el objeto de evaluar dosificación de químicos (15).

Después de que los primeros trabajos de investigación fueron publicados, algunas plantas comenzaron a planificar expansiones con dosificación de polímeros y el uso de filtros múltiples (16). Shull en 1965 (17) reporta sobre el uso de **Separan NP – 10W** (producto de Dow Chemical Co.) en una planta de tratamiento y en dosis de 0.01 a 0.02 mg/l. Culbreath en 1967 (18) logró duplicar la carrera de filtro con el uso de 0.004 mg/l de **Purifloc N – 17**, encontrando además menor necesidad del porcentaje de agua de lavado.

No todas las experiencias han sido exitosas. En una planta se descontinuaron las investigaciones en vista de que la dosificación de polímero no resultó en mejora alguna (19).

Tuepker y Buescher (20), usaron 0.003 mg/l de **Purifloc N – 17** en una planta de ablandamiento y obtuvieron un 50% de mejora en la calidad del efluente, carreras de filtros más largas y previnieron la terminación de carreras por rotura. En esta publicación se aconsejó el uso del lavado superficial en filtros acondicionados con polímeros.

En 1970 Harris (21), publicó un trabajo resumiendo experiencias en una planta (Contra Costa County Water District, California), en donde se investigó el preacondicionamiento de filtros con polímeros. En esa oportunidad se dosificó 0.1 mg/l de **Magnifloc 985 – N** (producto de American Cyanamid Co.), durante un corto período de lavado. Resultados satisfactorios se han encontrado con este método en filtros trabajando a 10 gpm/pie². Desafortunadamente no se han publicado datos completos de investigación en vista de que se ha solicitado una patente.

En cuanto al posible mecanismo de acción de polímeros–ayudantes de filtración, O'Melia (22), (23) y Mintz (24) sostienen que la mejor explicación es la acción físico–química de adsorción mejorada. La remoción de floc en los granos puede ocurrir debido

a la provisión de sitios de adsorción y a través de mecanismos como intercambio iónico, ligamentos de hidrógeno y la formación de ligamentos coordinados.

C. DESCRIPCION DE LA INVESTIGACION

1. Propósito y alcance.

La presente investigación tiene como propósito clarificar las condiciones de aplicación de polímeros como acondicionadores de filtros. Algunas de las áreas que se espera clarificar se mencionan a continuación.

La selección del tipo y marca de fábrica del polímero se hace **a priori**. Hasta el momento no existe una prueba de laboratorio que permita determinar en forma simple la habilidad de un polímero para ser usado como acondicionador de filtros. Se cree que se puede desarrollar un método con el uso de un filtro de escala reducida para este efecto.

La pregunta de cómo actúa el polímero necesita ser contestada. A este respecto existen dos explicaciones: la primera explica la acción del polímero como puente entre partículas y granos de arena y por consiguiente favorece su dosificación continua. La segunda explica que los polímeros actúan dentro del filtro ofreciendo más sitios de adsorción y que en la dosificación de polímeros, el tiempo y la agitación decrecen su efectividad. Esta tesis parece indicar que es importante evitar al máximo el contacto prolongado de floc y polímero y, en consecuencia, desfavorece la dosificación continua.

El aspecto dinámico del mecanismo de filtración que ha sido objeto de prolongado debate (24), está completamente abierto para explicación en filtros acondicionados con polímeros. Dos grupos de científicos están en desacuerdo en este respecto. Mientras Stein (25) y Mintz (26) mantienen la tesis de formación y rotura de depósitos, Stanley (27) e Ives (28) sostienen exactamente lo contrario.

En el uso de polímeros para acondicionamiento de filtros, muy poca atención se ha dado a las condiciones de pretratamiento. Inicialmente el uso de polímeros fue desarrollado para suplementar la ineficiencia de filtros durante períodos de floculación débil y no se conoce si los polímeros pueden actuar eficientemente en aguas de alta turbiedad aplicada. La respuesta a esta pregunta tiene significado en relación con decisiones sobre si es factible aumentar la capacidad de filtros existentes, o se debe planear una expansión de la planta de filtros.

Finalmente se han encontrado evidencias conflictivas en relación a la necesidad de usar lavado superficial en filtros acondicionados con polímeros. Mientras unas experiencias indican como necesaria la práctica de lavado superficial para romper los depósitos superficiales, otras plantas no han encontrado dificultad en lavar filtros acondicionados con polímeros.

En vista de que muchas investigaciones en el pasado han sido llevadas a cabo en situaciones irreales, dando resultados inaplicables a la práctica, el autor ha reconocido la importancia de experimentar en condiciones similares a las de una planta de tratamiento. Las condiciones de pretratamiento de esta investigación simulan un proceso de clarificación de aguas turbias, por medio de la coagulación de una solución artificial de caolinita.

Después de seleccionar un método adecuado de preensayo, se ha seleccionado un polímero para los experimentos de filtración. En vista de la complejidad de mantener una planta de tratamiento de agua por un período prolongado y la disponibilidad de tiempo, se han mantenido constantes algunos parámetros como: temperatura, composición iónica del agua, granulometría y profundidad del lecho filtrante. La pérdida de carga disponible fue de 7 pies. El efecto de esas variables en eficiencia del filtro, fue considerado fuera del alcance de este trabajo.

2. Equipo, Materiales y Métodos

El diagrama de flujo del modelo de laboratorio se encuentra en la figura 1. La planta consiste de un tanque de almacenamiento y control de temperatura, un tanque de preparación de la solución de turbiedad y otro de almacenamiento, equipado con un mezclador de trabajo continuo. El pretratamiento se lleva a cabo en la unidad de contacto de sólidos que es un modelo "accelator" (de INFILCO). El influente del acelerator está compuesto de dos corrientes, la solución de turbiedad y el flujo de agua potable, ambas corrientes se aumentan continuamente en cantidades predeterminadas que siempre suman un caudal de 1.5 l/seg. El tratamiento previsto es coagulación con alumbre y cal.

La unidad de contacto de sólidos fue calibrada para entregar un efluente de turbiedad deseada y en la mayoría de los casos se trabajó con 20 U. J. T. El efluente coagulado pasa a una caja de división de flujo en donde se dosifica el polímero en solución líquida. El agua es inmediatamente transportada a los filtros por medio de bombas de desplazamiento positivo.

Los experimentos de filtración se llevaron a cabo en tres columnas idénticas de plexiglas de 2.5 pulgadas de diámetro, conteniendo un medio filtrante múltiple de antracita, arena y granate de 30 pulgadas de profundidad. Las características del medio filtrante se presentan a continuación:

CARACTERISTICAS DEL MEDIO FILTRANTE

Capa No.	Material	Profundidad, Pulgadas	Densidad g/cm ³	Tamaño (U. S. Sieve)	Velocidad Sedimentac. Observada cm/seg
1	Antracita	7.5	1.60	16/20	7.7
2	Antracita	4.5	1.60	12/16	8.3
3	Arena	3.5	2.65	25/30	10.9
4	Arena	4.5	2.65	20/25	12.4
5	Granate	<u>10.0</u>	4.03	30/40	13.1
Total		30.0			

Datos adicionales del modelo de laboratorio, aparatos usados, materiales, ensayos preliminares, calibraciones y demás procedimientos han sido presentados en otra publicación (7).

Con el objeto de obtener datos que sirvan como punto de referencia se utilizó también un filtro convencional (arena fina A. W. W. A.) en el cual se llevaron a cabo tres experimentos de filtración a 2, 4 y 6 gpm/pie².

3. Secuencia de los Experimentos

La primera etapa experimental consistió en obtener parámetros de operación de la unidad de contacto de sólidos. Se buscó la producción de un agua coagulada de tres niveles de turbiedad, 7, 10 y 20 U. J. T., bajo condiciones similares de tratamiento (dosificación de químicos). La producción de agua tratada fue posible después de un período de formación del manto de lodos y se pudo reproducir una solución coagulada con mucha exactitud.

La selección del tipo de polímero se efectuó después de realizar ensayos con el agua coagulada en el aparato que se indica en la figura 2. El preensayo de polímero consistió en introducir 1 litro de agua coagulada en una botella junto con varias dosis de polímero y filtrado en un pequeño filtro después de un breve período de agitación. La evaluación se llevó a cabo en términos de turbiedad del efluente. Se ensayaron tres polímeros catiónicos, dos polímeros aniónicos y tres polímeros no iónicos, en concentraciones de 0.001 a 2.5 mg/l. Se puede observar que todos los tipos de polímeros ensayados produjeron un efecto de aglomerar rápidamente los flóculos en la botella. De todos los tipos, los polímeros catiónicos fueron los menos efectivos. Los polímeros no iónicos y aniónicos actuaron más o menos con el mismo grado de efectividad y de todos los polímeros ensayados el polielectrolito no iónico **Purifloc N - 17** fue el más efectivo en las concentraciones más bajas y, por consiguiente, fue seleccionado para los experimentos de filtración.

Un total de 38 carreras de filtros fueron realizadas, para diferentes condiciones de velocidad de filtración y dosis de polímero. Cuatro carreras fueron eliminadas por problemas encontrados durante los experimentos. Los resultados más relevantes al tema de este trabajo se discuten a continuación.

D. DISCUSION DE RESULTADOS

1. Condiciones y Aplicación.

Los experimentos de filtración Nos. 34, 35 y 36 que se presentan en la Figura 3, fueron realizados en el filtro convencional de arena fina. Como se puede observar se obtuvieron carreras de apenas 16, 7 y 2.5 horas de duración, para velocidades de filtración de 2, 4 y 6 gpm/pie², respectivamente. Las carreras terminaron al alcanzarse la pérdida de carga terminal, lo cual es característico de filtros convencionales. Como se puede apreciar, los filtros convencionales no estarían en capacidad de filtrar aguas con una turbiedad aplicada de 20 U. J. T. en condiciones de expansión de planta.

Se realizaron entonces experimentos en filtros de medio múltiple con el objeto de determinar si el incremento de turbiedad en el influente del filtro produce rotura bajo condiciones similares de coagulación. Los resultados que se presentan gráficamente en la Figura 4 indican que las carreras de filtro duran 31, 27 y 24 horas con turbiedades del influente, de 7, 10 y 20 U. J. T., respectivamente. Es de importancia destacar que en los dos primeros casos las carreras terminan por pérdida de carga y que en el último caso con 20 U. J. T. la carrera termina por rotura total; en este caso se nota una mejor distribución de la pérdida de carga y se puede postular que la rotura del filtro se debe a un cambio en el mecanismo de filtración con un mayor grado de desprendimiento de los depósitos dentro del filtro.

Luego se procedió a experimentar con diferentes dosis de polímero en forma continuada. Los resultados obtenidos se presentan en las Figuras 5, 6 y 7, en donde se puede observar la influencia de dosis de polielectrolito en la duración de las carreras de filtros para velocidades de 2, 4 y 6 gpm/pie², respectivamente.

Examinando los resultados se puede concluir que cualquier dosis de polímero produce el efecto de controlar la rotura de los filtros y que para cada velocidad de filtración y su respectiva pérdida de carga terminal, existe una dosis óptima de polímero. Por ejemplo, para el caso representado en la Figura 5 la dosis óptima de polímero se encuentra entre 0.002 y 0.006 mg/l, porque permite la mayor producción por carrera.

Los resultados obtenidos se presentan en la Tabla No. 1, indicando la duración y producción relativa de cada carrera para diferentes condiciones de dosis de polímero.

TABLA No. 1
INFLUENCIA DE DOSIS DE POLIMERO EN DURACION,
(hr) Y PRODUCCION RELATIVA, (%)

Dosis de Polímero mg/l	Velocidad de Filtración gpm/pie ²					
	2		4		6	
	hr	%	hr	%	hr	%
Filtro convencional	18	(b) 100	7	(b) 78	2.5	(b) 28
0						
Filtro de medio múltiple						
0	72	(a) 400	24	(a) 266	6	(a) 100
2	124	(a) 690	48	(a) 533	27	(a) 450
6	118	(b) 655	46	(a) 510	24	(a) 400
8	115.5	(b) 642	45	(a) 500	23	(a) 383
10	110.0	(b) 610	32	(b) 358	16	(a) 266

(a) Carrera terminada por rotura

(b) Carrera terminada por pérdida de carga

Un examen de la Tabla No. 1 indica el beneficio obtenido al cambiar del filtro convencional al filtro de medio múltiple con el uso de polielectrolitos. Se observa que se pueden obtener aumentos en producción relativa del 500 y 400% al haber duplicado y triplicado la capacidad de los filtros. Se observa además que el uso de polímeros es más beneficioso para las velocidades menores en lo que se refiere a duración y producción por carrera.

En resumen se puede establecer que las condiciones de aplicación de polímeros como acondicionadores de filtros de medio múltiple, en donde se filtra en dirección del grano más pequeño y en donde existe un mayor peligro de rotura debido a la distribución más uniforme de pérdida de carga. Las observaciones de esta investigación están de acuerdo con observaciones previas en que los polielectrolitos pueden usarse con beneficio únicamente como controladores de rotura y se cree que su uso puede llegar a ser más generalizado en filtros de medio múltiple, como medida preventiva contra la rotura y para

evitar así el uso de turbidímetros continuos en el efluente de cada filtro. La economía de esta medida se discute más adelante. Cabe también indicar que con el uso de polielectrolitos se pueden incorporar diseños de filtros con pérdidas de carga disponibles mayores que lo usual, con el objeto de obtener carreras de mayor duración.

2. Optimización del Uso de Polímeros.

Una vez determinadas las condiciones de aplicación de polielectrolitos como acondicionadores de filtros, se trató de optimizar su uso. Una serie de observaciones han sido de valor y se discuten a continuación.

a. Efecto de la Dosis en la Distribución de Pérdida de Carga.

Este efecto se puede observar al comparar las Figuras 8 con 11, 9 con 12 y 10 con 13. Las Figuras 8, 9 y 10 representan la pérdida de carga en los filtros para una dosis de polímeros de 0.002 mg/l y velocidades de 2, 4 y 6 gpm/pie², respectivamente. Las figuras 11, 12 y 13 representan la pérdida de carga para una mayor dosis de polímeros de 0.010 mg/l y las mismas velocidades. El efecto de añadir una dosis mayor de polímero es alterar la distribución de pérdida de carga, con una fracción mayor que se pierde cerca de la superficie del filtro. Esto se puede observar para las tres velocidades indicadas, pero en menor grado para la velocidad de 6 gpm/pie², lo cual indica que las fuerzas hidrodinámicas promueven una penetración más profunda del floculo.

b. Efecto del Modo de Dosificación del Polímero.

En la investigación realizada se ensayaron diferentes formas de dosificación de polielectrolitos. Se estudió el efecto del tiempo de contacto del polímero con el agua coagulada. Este efecto puede apreciarse en la Figura 14, en donde se observa que los períodos de contacto prolongados son detrimentales porque acortan la carrera del filtro, con una mayor remoción de floculo en las capas superficiales. Se cree que esto se debió al aglomeramiento de floculo producido por el polímero, al trabajar como ayudante de floculación. Esto concuerda con observaciones realizadas durante el preensayo de diferentes tipos de polímeros. Los resultados presentados en la Figura 14 corresponden a una velocidad de filtración de 2 gpm/pie², para velocidades más altas, se pudo observar que menores tiempos de contacto produjeron carreras más cortas pero en menor magnitud. Esto pone en evidencia una vez más el efecto de las fuerzas hidrodinámicas en acarrear el floculo más profundamente.

En vista de que se encontró que el tiempo de contacto es detrimental se postuló que lo más importante en el acondicionamiento de filtros, es hacer llegar el polímero lo más pronto al filtro para incrementar los sitios de adhesión en los granos de la capa filtrante. Para comprobar este postulado se diseñaron dos carreras de filtración con preacondicionamiento durante el lavado. Los datos obtenidos se presentan en las Figuras 15a y 15b. La Figura 15c corresponde a un experimento paralelo con 0.010 mg/l de polímero en dosificación continua. Comparando las curvas de la Figura 15 no se encuentran diferencias sig-

nificativas y se puede concluir que cantidades totales de polímero equivalentes a 9 y 27% de la cantidad total en dosis continua, actúan con el mismo grado de eficiencia.

Tres carreras adicionales se diseñaron con el objeto de investigar la acción de adhesión de polímero en los granos del filtro por dosificación inicial. Estos resultados se presentan en la Figura 16. En este caso se utilizó una solución más concentrada de polímero que fue dosificada directamente sobre la columna del filtro durante los primeros tres minutos de filtración. Examinando las tres carreras de la Figura 16 no se encuentran mayores diferencias y en esta vez se puede concluir que dosis iniciales tan bajas como 1.8% de la cantidad total de dosis continua actúan con el mismo grado de eficiencia. Los últimos descubrimientos tienen un impacto significativo en la economía del uso de polímeros.

Para destacar este último punto se presenta un cálculo del costo anual de polímero para el caso de dosificación inicial y capacidades de planta entre 100 y 10,000 litros por segundo. Los datos de cálculo corresponden a la carrera de filtro No. 33, en donde se usó 0.1 mg de polímero durante los tres minutos iniciales de filtración a la velocidad de 4 gpm/pie². La duración de la carrera fue de 30 horas. Para efectos de cálculo se han asumido carreras de 24 horas de duración y un costo de polímero de US\$ 3.00 por libra.

Los resultados se encuentran en la Tabla No. 2 con indicación de la cantidad de polímero necesario por año y el volumen de una solución concentrada de 10 g/l que se necesita anualmente. Se indica además el tiempo que duraría un tanque de 55 galones de solución de 10 g/l.

Tabla No. 2

**COSTO Y CANTIDAD DE POLIMERO
PARA USO EN DOSIFICACION INICIAL**

	<u>Capacidad de Planta, l/seg</u>		
	<u>100</u>	<u>1.000</u>	<u>10.000</u>
— Costo anual, dólares	4.2	42	420
— Peso anual usado, kg	0.63	6.35	63.5
— Duración 55 galones de una solución de polímero de 1 gr/l de concentración, días	242	24.2	2.4

3. Efecto de la Dosis de Polímero en la Calidad del Efluente.

El efecto de adición de polímero en la calidad del efluente es de disminuir su turbiedad, aunque en un grado muy pequeño. Este efecto es el mismo independientemente de la dosis de polímero. Se nota además un ligero incremento de la turbiedad del efluente para mayores velocidades de filtración. Esto puede observarse en el siguiente cuadro en donde se han tabulado las lecturas más bajas de turbiedad durante la carrera, junto con la turbiedad ponderada durante la misma.

Tabla N° 3

EFFECTO DE LA DOSIS DE POLIMERO EN LA TURBIEDAD DEL EFLUENTE

Dosis de Polímero mg/l	2 gpm/pie ²		4 gpm/pie ²		6 gpm/pie ²	
	Min.	Prom.	Min.	Prom.	Min.	Prom.
0	0.20	0.12	0.20	0.42	0.32	0.45
0.002	0.10	0.12	0.12	0.13	0.13	0.23
0.006	0.10	0.11	0.11	0.15	0.11	0.21
0.008	0.07	0.08	0.07	0.08	0.10	0.11
0.010	0.08	0.04	0.10	0.11	0.11	0.12

Se observó además que durante las carreras de filtración existe un período de mejoramiento de turbiedad hasta un punto en el que comienza la rotura. Este efecto fue observado a diferentes profundidades en la capa filtrante y debe mencionarse que la rotura del filtro se transfiere más rápidamente hacia abajo con mayores velocidades de filtración.

El efecto de la dosificación del polímero es de retardar la transferencia progresiva de la rotura del filtro y este retardo aumenta con la dosis de polímero.

Comparando la calidad del efluente en los casos de dosificación continua y discontinua se observa que el caso de preacondicionado durante lavado, permite una mayor penetración de flóculo que el caso de dosificación continua y por consiguiente se obtienen efluentes ligeramente de menor turbiedad en el último caso. En términos económicos debe tenerse en cuenta que mientras la dosis continua de polímero ofrece una mejor oportunidad de controlar la rotura sacrificando la pérdida de carga, la dosis discontinua

promueve una mejor distribución del flóculo en el filtro, sin diferencia material en la duración de la carrera y ofreciendo la ventaja de ahorro en costo de dosificación del polímero.

4. Efecto de la Dosis de Polímero en los Requisitos de Lavado.

Este efecto se discute con la ayuda de la Tabla 4, en donde se han tabulado las cantidades de agua de lavado, en porcentaje de la producción, necesarias para alcanzar una turbiedad terminal de 3.5 U. J. T. en el agua.

Los valores tabulados indican un requerimiento de agua de lavado extremadamente alto para el filtro convencional y para el filtro de medio múltiple sin acondicionador. Esos requisitos se encuentran fuera de aplicación práctica, especialmente para el filtro convencional. El efecto de adición de polímero en los requisitos de lavado del filtro de medio múltiple es el de reducir dramáticamente la cantidad de agua de lavado, especialmente para la dosis más alta de polímero. Para las dosis más bajas de polímero, 0.002, 0.006 y 0.008 mg/l no se encuentran diferencias significativas en los requisitos de lavado dentro de las diferentes velocidades de filtración. En cambio, para la dosis más alta de polímero de 0.010 mg/l, los mayores requerimientos corresponden a las velocidades más altas, lo que sugiere que los requisitos de lavado están asociados con la penetración inducida del material floculante y la cantidad total de flóculo removido por el filtro.

En cuanto a la necesidad de lavado superficial, se pudo observar que hay un mayor requerimiento para condiciones asociadas con un menor grado de penetración del flóculo, como los casos de alta dosis continua o velocidad baja. Una discusión más detallada sobre este tema es considerada fuera del alcance del presente trabajo.

Tabla N° 4

REQUISITOS DE LAVADO COMO PORCENTAJE DE LA PRODUCCION

Velocidad de Filtración gpm/pie ²	Filtro Convencional	Dosis Continua de Polímero, mg/l x 10 ³					Dosis en Lavado	Dosis Inicial
		0	2	6	8	10		
2	24.7	8.70	5.87	5.82	5.72	1.47	-----	-----
4	19.5	9.05	5.26	3.60	3.48	3.50	4.02 (a)	3.63 (b)
6	16.2	19.60	4.35	3.80	4.68	5.26	-----	-----

(a) Carrera N° 28

(b) Carrera N° 24

5. Mecanismo de Filtración.

La experimentación llevada a cabo con una solución coagulada de caolinita y filtrada en una capa triple de antracita, arena y granate, presentó evidencia conclusiva de que la turbiedad del efluente mejora con el tiempo hasta un punto en que comienza a deteriorar conforme se produce la rotura del filtro. El efecto de adición de polímero es prolongar este período de mejoramiento, y se observó que durante este período, las capas superiores del filtro actúan removiendo la gran mayoría del floculo. Y conforme estas capas se obstruyen, esta "carga de remoción" se transfiere gradualmente hacia abajo. Esta conclusión es del todo similar a las conclusiones alcanzadas por Eliassen (29) y Ling (30) para filtros convencionales y uniformes.

En cuanto al modo de deposición de floculos en los poros cuando se usan acondicionadores de filtros, esta investigación presentó evidencia conclusiva para apoyar la tesis de que el mecanismo de filtración es un mecanismo dual de adhesión y desprendimiento ("attachment-detachment") por acción de las fuerzas hidrodinámicas. Este descubrimiento está de acuerdo con el postulado de Mintz (24), (26) que ha sido objeto de mucho debate.

El autor ha observado el desprendimiento de depósitos de floculo depositado, en forma continua. Las observaciones fueron hechas con la ayuda de un simple lente de aumento en numerosas ocasiones a lo largo de los experimentos de filtración. Esta acción doble fue observada además para el caso de "no acondicionamiento".

No se observó desprendimiento de depósitos durante la etapa inicial de la carrera sino cuando los depósitos crecieron hasta el punto en que las fuerzas hidrodinámicas pudieron romperlos. En muchas ocasiones se pudo observar la desintegración de depósitos enteros en floculos más pequeños que fueron removidos en los estratos inferiores.

Como evidencia de esta acción dual se presenta una película a "cámara lenta" tomada durante la carrera No. 32. El sitio fotografiado corresponde a un área de 3 x 2 cm, localizada a 10 pulgadas bajo la superficie en el estrato de antracita. Se filmaron tres secuencias de 100 pies de película cada una a 12, 24 y 29 horas durante la carrera del filtro. La película fue tomada con una cámara de cine (Photo Sonics Inc., Model 1611-IJ) con lente "close up", a una velocidad de 200 exposiciones por segundo. Esta velocidad es de más o menos 8 veces la normal. Cada secuencia tuvo un tiempo de exposición real de 20 segundos, dando un tiempo total de filmado de 60 segundos. La duración total de la carrera fue de 29 horas. La carrera No. 32 corresponde al paso de dosis inicial de polímero, caso que fue seleccionado para evitar el aglomeramiento de floculo en dosis continua y medir el tamaño del floculo y depósitos desprendidos. El tamaño más largo de floculo en el influente fue de 80 micrones. Los tamaños de depósitos desprendidos que se filmaron fueron de hasta 300 micrones.

Esta acción dual fue observada en forma similar para los estratos de arena y granate, aunque en menor magnitud. La significancia de estas observaciones en el modelado matemático es muy importante en lo que se refiere a la validez de ciertos modelos que consideran la remoción de material floculante en el filtro, como un proceso constante y continuo y no consideran la acción del desprendimiento del flóculo. Modelos matemáticos como el de Ives (5), (31), (32), (33) y el de Deb (34), (35), que hacen un balance de material en un estrato elemental de filtro y no consideran la acción dinámica del desprendimiento de flóculo, no son directamente aplicables a la filtración de material floculado como el que fue usado en la presente investigación. Esos modelos son aplicables a la filtración de suspensiones de partículas discretas no floculadas.

El autor está de acuerdo con investigaciones anteriores realizadas por Stein (25) y Mintz (26) en que hay desprendimiento de depósitos por acción de las fuerzas hidrodinámicas y está en desacuerdo con Stanley (27) e Ives (28). En vista de algunas investigaciones realizadas con suspensiones no coaguladas que han dado resultados no directamente aplicables a la práctica, el autor quisiera poner énfasis en destacar la importancia de conducir experimentos de filtración bajo condiciones similares a las de una planta de tratamiento de agua potable, con soluciones pretratadas.

La pregunta de *¿cómo actúa el polímero cuando es usado como acondicionador de filtros?* puede ser contestada en base a la información obtenida en esta investigación. De los datos preliminares y de las carreras diseñadas para estudiar el efecto del tiempo de contacto del polímero, se concluye que el polímero aglomera el flóculo con la "acción de puente", y que tiempos de contacto prolongados son inadecuados porque producen carreras más cortas debido a que los sitios de adsorción son usados para aglomeración del flóculo, habiendo menos oportunidad para promover la acción de adhesión del polímero a los granos del filtro. Se pudo observar además que en la dosificación continua, esta aglomeración produce un mayor grado de remoción del flóculo, en los estratos superficiales del filtro.

De los experimentos en preacondicionado de filtros y dosis inicial, se puede concluir que el polímero se adhiere a los granos del filtro y que optimiza la eficiencia del mismo proporcionando más sitios de adsorción. El autor desea recomendar más investigación en esta área, con el objeto de determinar cuantitativamente el grado de mejoría en adsorción del polímero en varios materiales de filtración.

En vista de la "teoría moderna de la filtración" a la cual se hace referencia en la literatura corriente, comprende mecanismos relacionados al transporte y adhesión (transport-attachment) de partículas, el autor cree que se necesita más investigación para explicar el aspecto de adhesión. La evidencia presentada en el trabajo original (7) indica que hay desprendimiento de flóculo y el mecanismo de remoción del flóculo desprendido debe explicarse con mayor detalle.

E. RESUMEN Y CONCLUSIONES

El trabajo presente es una investigación de los factores relacionados al uso y aplicación de polímeros como acondicionadores de filtros y ha sido dirigido hacia el aspecto de optimización del proceso de filtración. La investigación se relaciona con la filtración de una solución coagulada que simula la clarificación de agua turbia como coagulación y sedimentación.

Debido a que tanto la calidad de aguas naturales, como los procesos de tratamiento son extremadamente variables, las conclusiones de este trabajo no deben generalizarse para todas las condiciones de pretratamiento. Las condiciones de aplicación deben delinear-se para cada caso con la ayuda de experimentación. Sin embargo, se cree que las conclusiones que se presentan a continuación son válidas para un gran número de aguas a ser tratadas.

1. La selección de un polímero para utilización como acondicionador de filtros puede efectuarse con la ayuda de un filtro pequeño, como se ha indicado en este trabajo.

2. El uso de acondicionadores de filtros no puede ser generalizado para todo tipo de filtros. El único tipo de filtros en el cual se pueden usar ayudantes de filtración con éxito, es el filtro en el cual el agua pasa en la dirección del grano que disminuye en tamaño. Esto es de aplicación a filtros de medios múltiples, como también a filtros de arena de flujo ascendente.

3. El uso de acondicionadores en filtros de medio múltiple que no terminan por ruptura es irracional porque resulta en carreras más cortas, sin mejora en la calidad del efluente. Sin embargo, el incremento de la capacidad de filtros usando velocidades de filtración más elevadas hasta el punto en que la carrera termina por rotura, abre la posibilidad de control de la rotura con el uso de polímeros. En la misma forma, la aplicación de turbiedades más altas abre la posibilidad de controlar rotura con el uso de polímeros.

4. La adición de polímeros en forma continua produce un efecto de incrementar la pérdida de carga en los estratos superiores. Esta tendencia es menos pronunciada para las velocidades más altas debido a mayor penetración inducida.

5. En dosificación continua, existe una dosis de polímero óptima para cada velocidad de filtración. Esta dosis óptima seleccionada desde el punto de vista de producción máxima es aquella que hace terminar la carrera por pérdida de carga terminal y rotura simultáneamente. Para el caso presente, las dosis óptimas de polímero estuvieron entre 0.002 y 0.006 mg/l, para una pérdida de carga disponible de 7 pies. Mayores producciones de agua se encontraron para las velocidades de filtración más bajas.

6. El efecto de adición de polímero en los requisitos de lavado es el de reducir la cantidad de agua de lavado en forma dramática, especialmente para las dosis más altas, en donde se induce una remoción superficial más alta. Altos requisitos de lavado han sido asociados con mayores penetraciones inducidas y con la cantidad total de material floculante removido por el filtro. En cambio, los requisitos de lavado superficial son asociados con las velocidades más bajas. Para la velocidad de filtración de 6 gpm/pie² no hubo necesidad aparente de lavado superficial.

7. El uso de dosis concentradas de polímero, sea en lavado o inicialmente al comienzo de la carrera, equivalente al 2% de la cantidad de polímero en dosis continua, actúan con el mismo grado de eficiencia. Esta conclusión tiene un impacto significativo en la economía del uso de polímeros. Las dosis discontinuas usadas fueron equivalentes a 0.00016 mg/l de polímero en forma continua; pero su aplicación se limitó a concentrar la cantidad total durante los primeros 3 minutos de la filtración o parte del lavado.

8. La acción progresiva de la filtración es similar a la acción en filtros convencionales. El modo de deposición de flóculo en los poros del filtro es definitivamente una acción dual de adhesión y desprendimiento debido a la acción de las fuerzas hidrodinámicas. Esta observación es generalizada para carreras sin ayudantes de filtración. Y el significado de esta conclusión es que modelos matemáticos que no consideran el desprendimiento de flóculo con el tiempo, no son aplicables a la filtración de soluciones floculadas en filtros de medio múltiple.

F. BIBLIOGRAFIA

1. Karle, L. y Jorden, R. M. (1971). "Rapid Mixing in Water Treatment". Jour. A. W. W. A., 63:1, p. 52.
2. Stenquist, R. J. y Kaufman, W. J. (1972). "Initial Mixing in Coagulation Processes". S. E. R. L. Report No. 72-2. College of Engineering and Public Health. University of California, Berkeley.
3. Griffith, J. D. y Williams, R. G. (1972). "Application of Jar Test Analysis at Phoenix, Arizona". Paper presented at the 92nd Annual Conference A. W. W. A., Chicago.
4. Arboleda, J. (1972). "Manual sobre Nuevos Conceptos de Diseño de Plantas de Tratamiento de Agua para América Latina". Borrador para Revisión, CEPIS/OPS. Lima-Perú
5. Ives, K. J. (feb. 1969). "Deep Bed Filters - New Developments". Filtration and Separation: Proceedings of the Filtration Society, 6:1, p. 42.
6. Shea, T. G., Gates, W. E. y Argaman, Y. A. (enero 1971). "Experimental Evaluation of Operating Variables in Contact Flocculation". Jour. A. W. W. A., 63:1, p. 41.
7. Yáñez, F. A. (1972). "Optimization of Rapid Sand Filtration With a Polymer Filter Aid". Thesis presented to the University of Minnesota in partial fulfillment of the requirements for the degree of Ph. D.
8. Conley, W. R. y Pitman, R. W. (feb. 1960). "Test Program for Filter Evaluation at Hanford", Jour. A. W. W. A., 52:2, p. 205.
9. Conley, W. R. y Pitman, R. W. (oct. 1960). "Innovations in Water Clarification". Jour. A. W. W. A., 52:10, p. 1319.
10. Conley, W. R. (dic. 1961). "Experience With Anthracite Sand Filters". Jour. A. W. W. A., 53:12, p. 1473.
11. Conley, W. R. (oct. 1965). "Integration of the Clarification Process", Jour. A. W. W. A., 57:10, p. 1333.
12. Geise, G. D., Pitman, R. W. y Wells, G. W. (oct. 1967). "Use of Filter Conditioners in Water Treatment". Jour. A. W. W. A., 59:10, p. 1303.
13. Robeck, G. G. Clarke, N. A. y Dostal, K. A. (oct. 1962). "Effectiveness of Water Treatment Processes in Virus Removal". Jour. A. W. W. A., 54:10, p. 1275.

14. Robeck, G. G. y Dostal, K. A. (feb. 1964). "Studies of Modifications in Water Filtration". *Jour. A. W. W. A.*, 56:2, p. 198.
15. Kreissl, J. F., Robeck, G. G. y Sommerville, G. A. (marzo 1968). "Use of Pilot Filters to Predict Optimum Chemical Feeds". *Jour. A. W. W. A.*, 60:3, p. 299.
16. Robinson, J. H. (1967). "Advances in Filter Design", *Trans. of the 17th Annual Conf. on San. Engr., University of Kansas Bull. No. 57*.
17. Shull, K. E. (marzo 1965). "Experiences With Multiple Beds". *Jour. A. W. W. A.*, 57:3, p. 314.
18. Culbreath, M. C. (agosto 1967). "Experience With a Multimedia Filter". *Jour. A. W. W. A.*, 59:8, p. 1014.
19. Laughlin, J. E. y Duval, T. E. (set. 1968). "Simultaneous Plant-Scale Tests of Mixed Media and Rapid Sand Filters". *Jour. A. W. W. A.*, 60:9, p. 1015.
20. Tuepker, J. L. y Buesher, C. A. (dic. 1968). "Operation and Maintenance of Rapid Sand and Mixed Media Filters in a Lime Softening Plant". *Jour. A. W. W. A.*, 60:12, p. 1377.
21. Harris, W. L. (agosto 1970). "High Rate Filter Efficiency". *Jour. A. W. W. A.*, 62:8, p. 515.
22. O'Melia, C. R. y Crapps, D. K. (oct. 1964). "Some Chemical Aspects of Rapid Sand Filtration". *Jour. A. W. W. A.*, 56:10, p. 1326.
23. O'Melia, C. R. y Stumm, W. (nov. 1967). "Theory of Water Filtration". *Jour. A. W. W. A.*, 59:11, p. 1393.
24. Mintz, D. M. (1966). "Modern Theory of Filtration". Special Subject No. 10, *Proc. Seventh Congress, I. W. S. A.*, pp. P2-P29.
25. Stein, P. C. (1940). "A Study of Theory of Rapid Sand Filtration Through Sand". Thesis presented to M. I. T., at Cambridge, Mass. in partial fulfillment of the requirements for the degree of Doctor of Science.
26. Mintz, D. y Krishtul, V. (1960). "Investigation of the Process of Filtration of a Suspension in a Granular Bed". *Jour. of Applied Chemistry, URSS.* 33:2, p. 303. (Traducción al inglés: *Consutants Bur., Inc., New York, N. Y.*)
27. Stanley, D. R. (enero 1955). "Sand Filtration Studies With Radiotracers". *Transactions ASCE*, 81:Tema No. 592.
28. Ives, K. J. (junio 1960). "Rational Design of Filters". *Trans. Inst. Civ. Engrs.*, 16: p. 189.

29. Eliassen, R. (1935). "An Experimental and Theoretical Investigation of the Clogging of a Rapid Sand Filter". Thesis presented to M. I. T., at Cambridge, Mass., in partial fulfillment of the requirements for the degree of Doctor of Science.
30. Ling, J. T. (nov. 1952). "Filtration of Water Through Uniform Sand Filters". Thesis presented to the University of Minnesota, in partial fulfillment of the requirements for the degree of Ph. D.
31. Ives, K. J. (julio 1960). "Stimulation of Filtration on an Electronic Digital Computer". Jour. A. W. W. A., 52:7, p. 933.
32. Ives, K. J. (mayo 1961). "Filtration Using Radioactive Algae". Trans. ASCE, 87:SA3, p. 23.
33. Ives, K. J. (julio 1963). "Simplified Rational Analysis of Filter Behavior". Trans. Inst. Civ. Engrs., 25: p. 345.
34. Deb, K. A. (junio 1969). "Theory of Sand Filtration". Trans. A. S. C. E., 95:SA3, p. 399.
35. Deb, K. A. (abril 1970). "Numerical Solution of Filtration Equations". Trans. A. S. C. E., 96:SA2, p. 195.

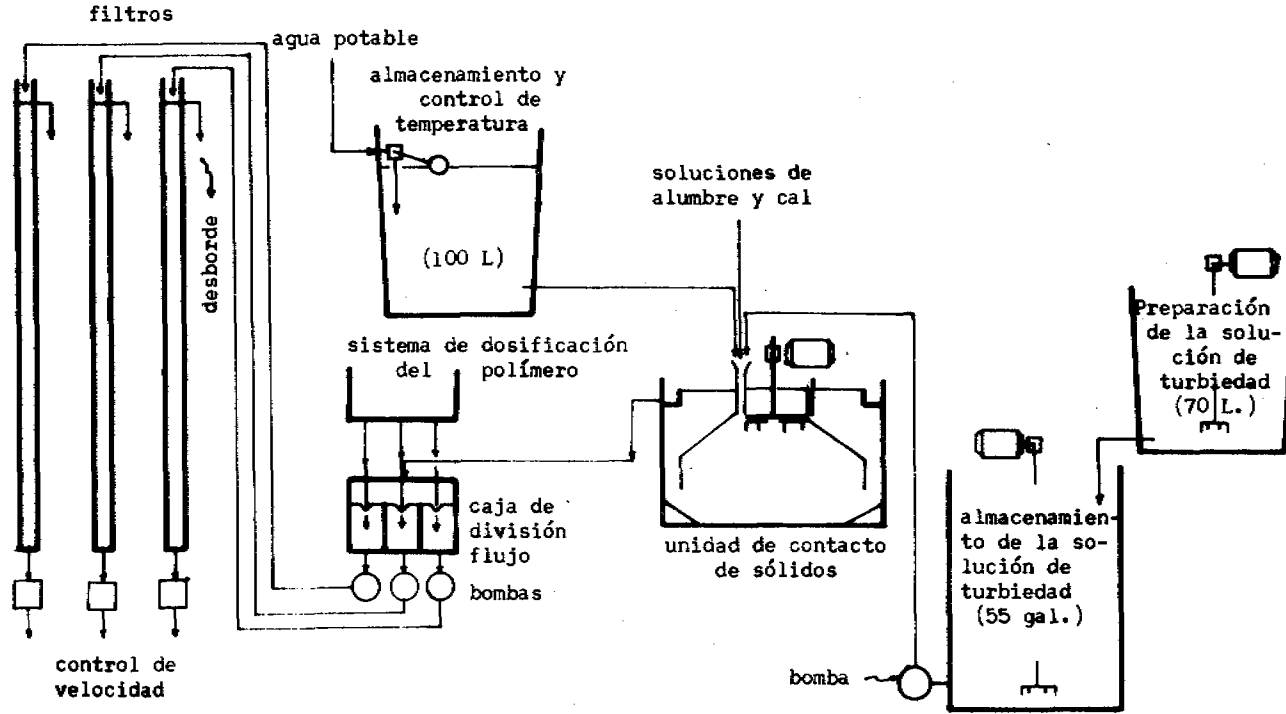


Figura 1 - DIAGRAMA DE FLUJO DEL MODELO DE LABORATORIO

Turbiedad Aplicada: 20 U.J.T.

Los números en los gráficos representan pulgadas bajo la superficie

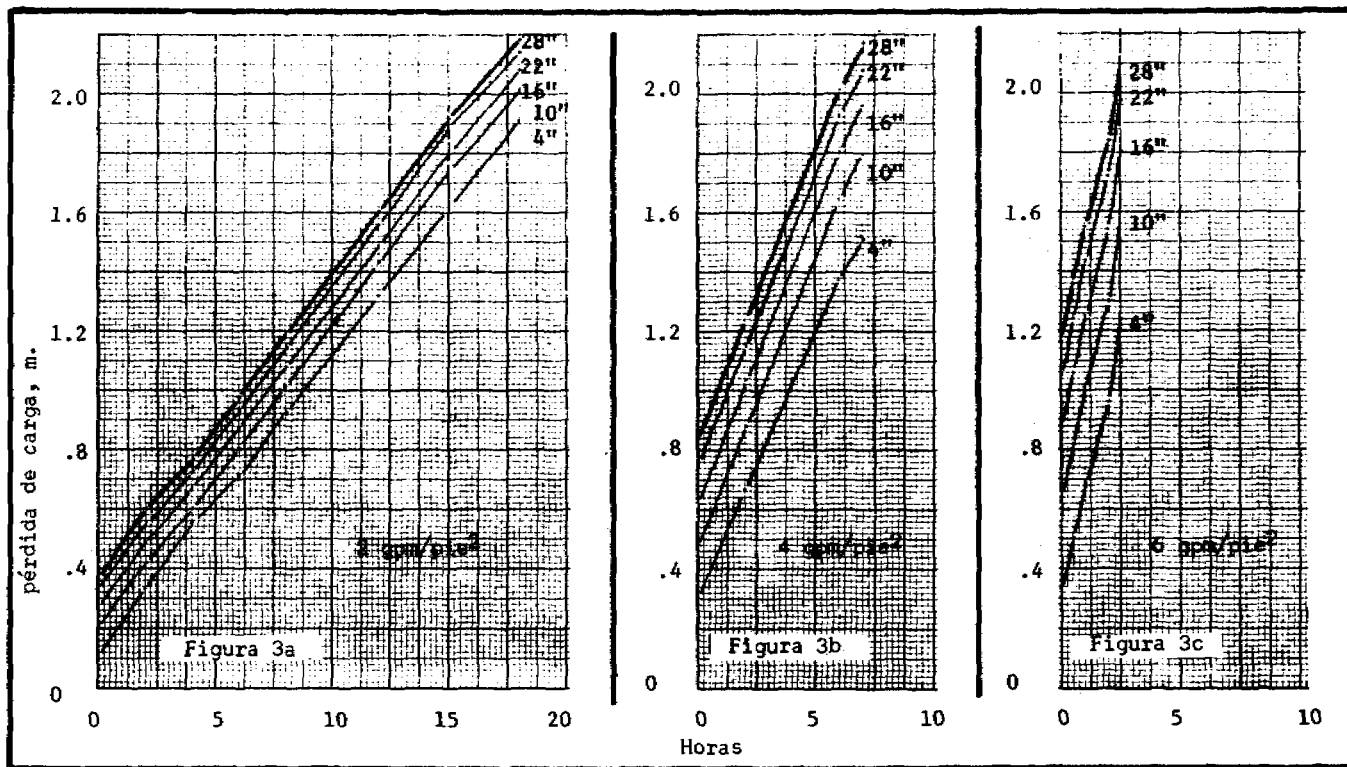


Figura 3 - PERDIDA DE CARGA VS. TIEMPO PARA LAS CARRERAS Nos. 34, 35 Y 36 EN EL FILTRO CONVENCIONAL

Los números en los gráficos representan pulgadas bajo la superficie

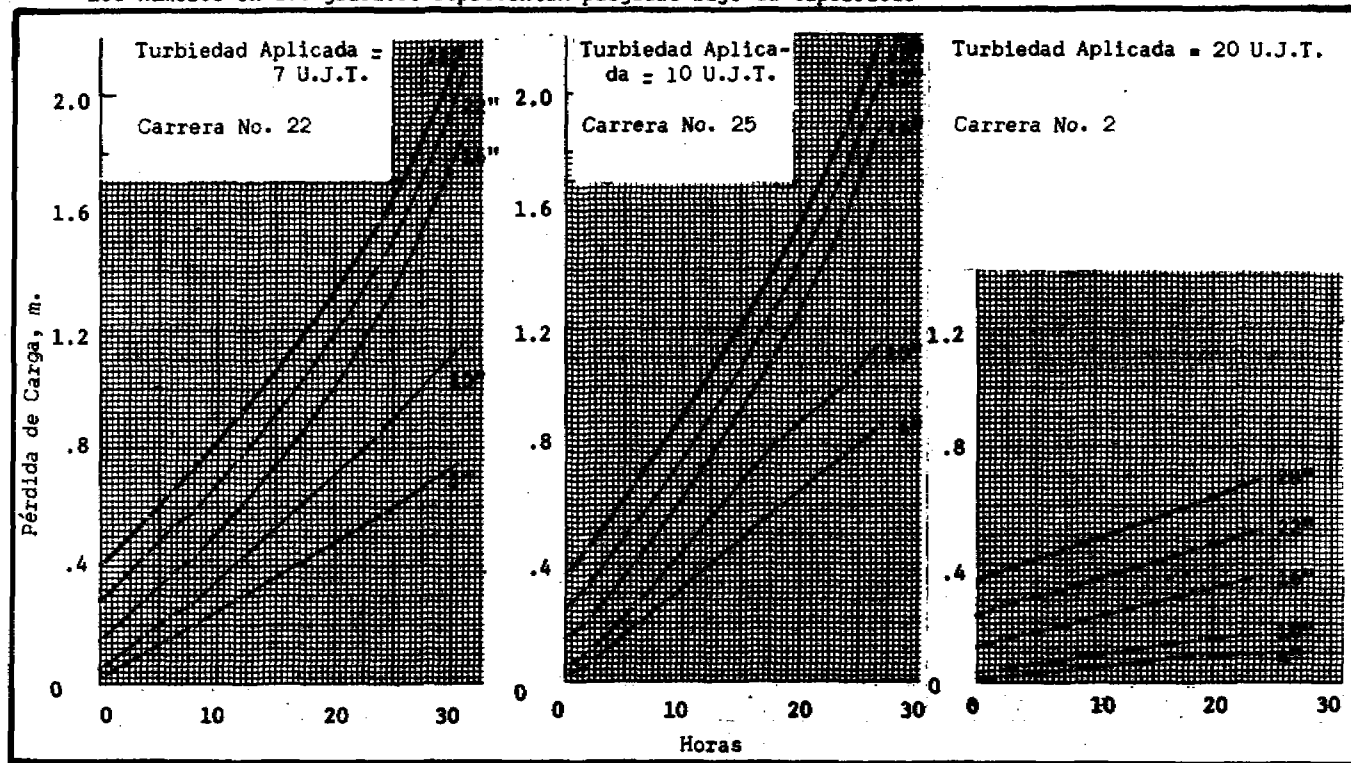


Figura 4 - PERDIDA DE CARGA VS. TIEMPO PARA CARRERAS A 4 GPM/PIE² CON DIFERENTES TURBIEDADES APLICADAS

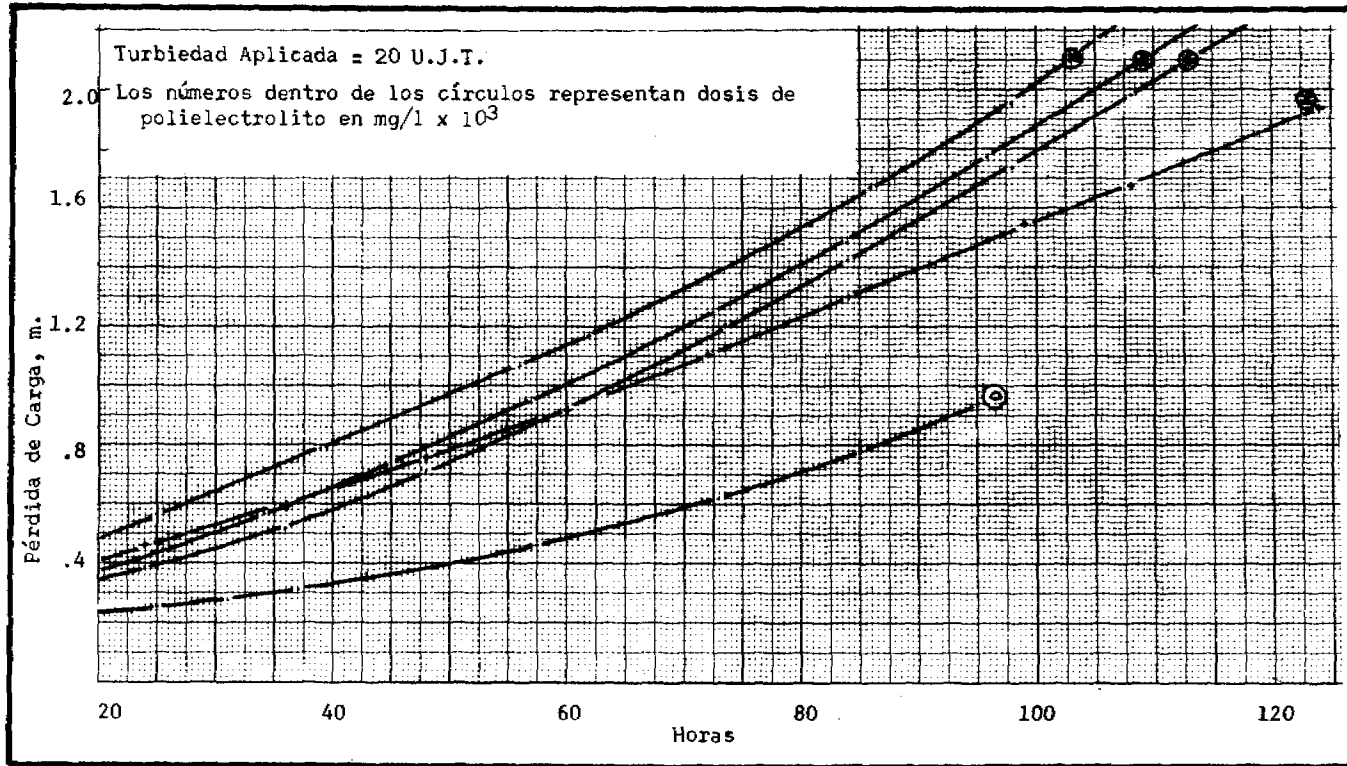


Figura 5 - EFECTO DE DOSIS DE POLIMERO EN LA DURACION DE LAS CARRERAS A 2 GPM/PIE²

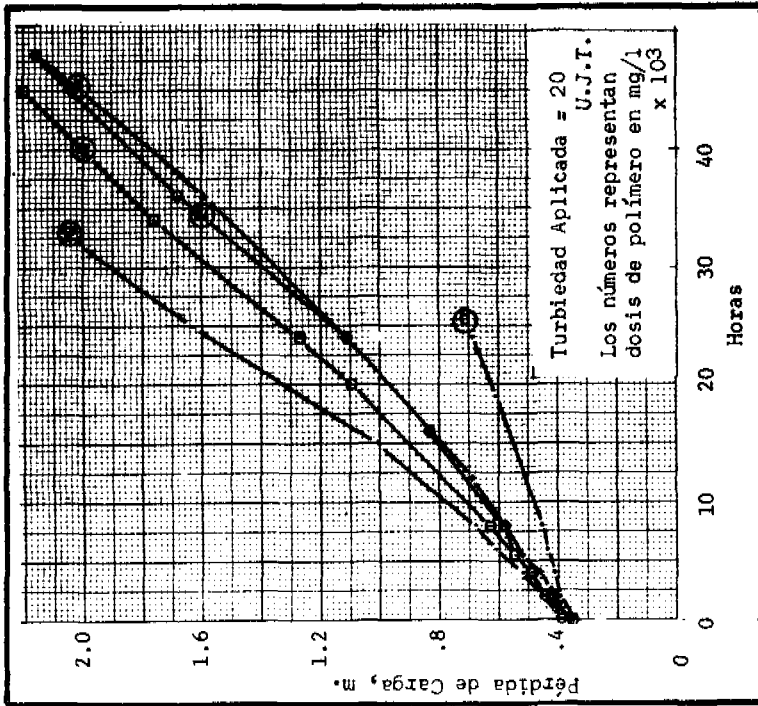


Figura 6 - EFECTO DE DOSIS DE POLIMERO EN LA DURACION DE LAS CARRERAS A 4 GPM/PIE²

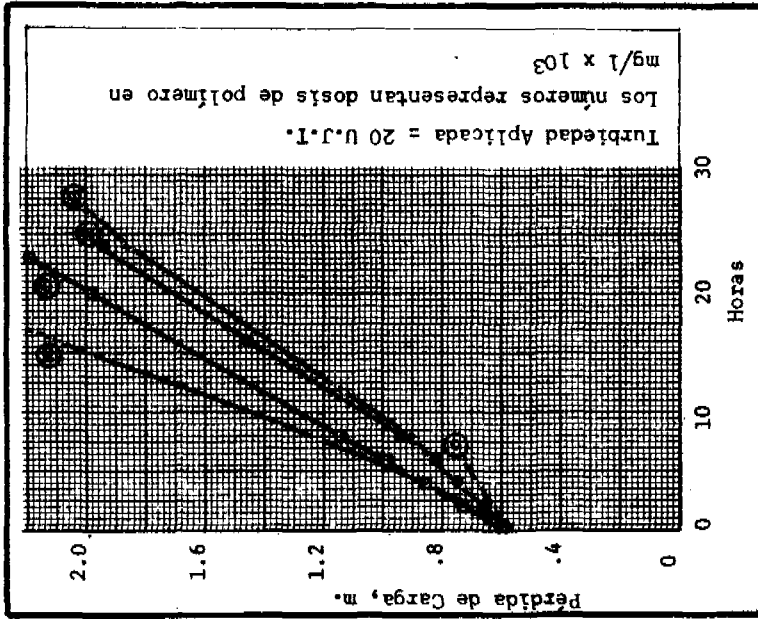


Figura 7 - EFECTO DE DOSIS DE POLIMERO EN LA DURACION DE LAS CARRERAS A 6 GPM/PIE²

Los números en los gráficos representan pulgadas bajo la superficie

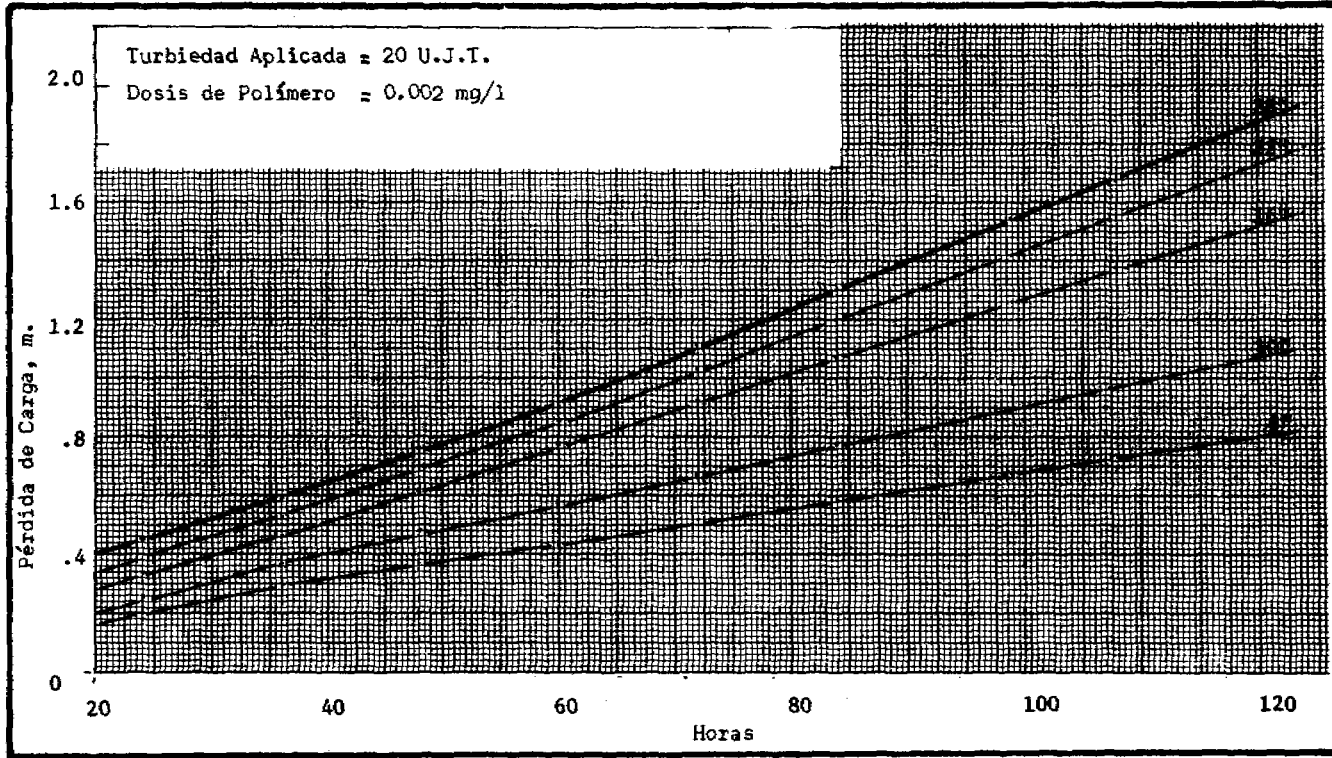


Figura 8 - PERDIDA DE CARGA VS. TIEMPO PARA LA CARRERA No. 10 A 2 GPM/PIE²

Los números en los gráficos representan pulgadas bajo la superficie

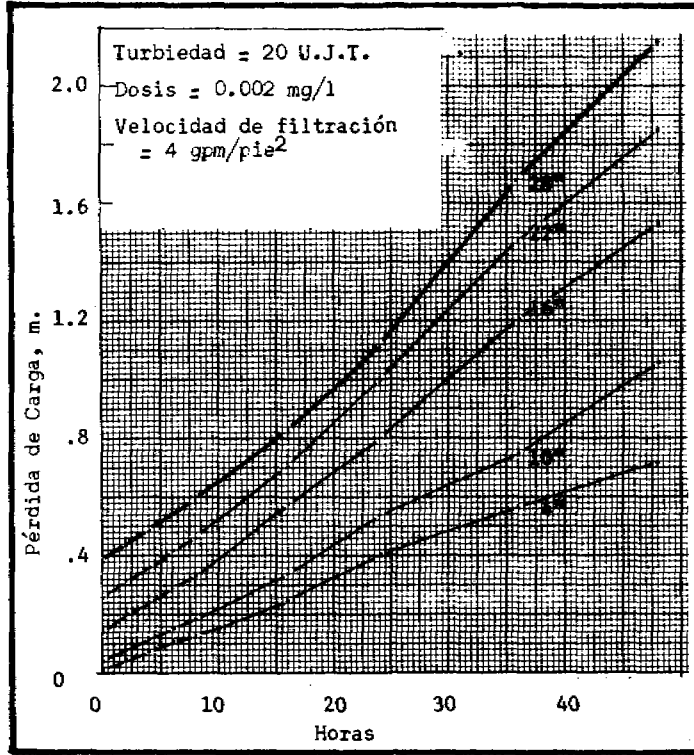


Figura 9 - PERDIDA DE CARGA VS. TIEMPO PARA LA CARRERA No. 11

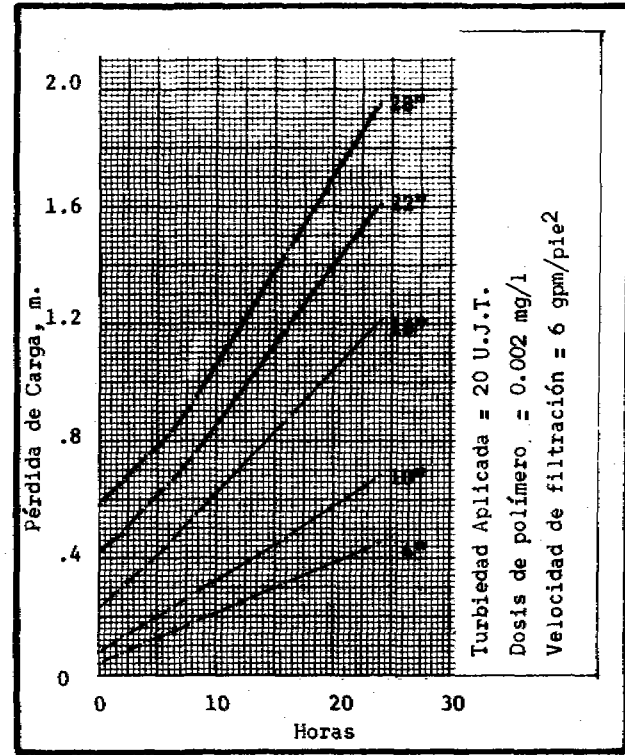


Figura 10 - PERDIDA DE CARGA VS. TIEMPO PARA LA CARRERA No. 12

Los números en los gráficos representan pulgadas bajo la superficie

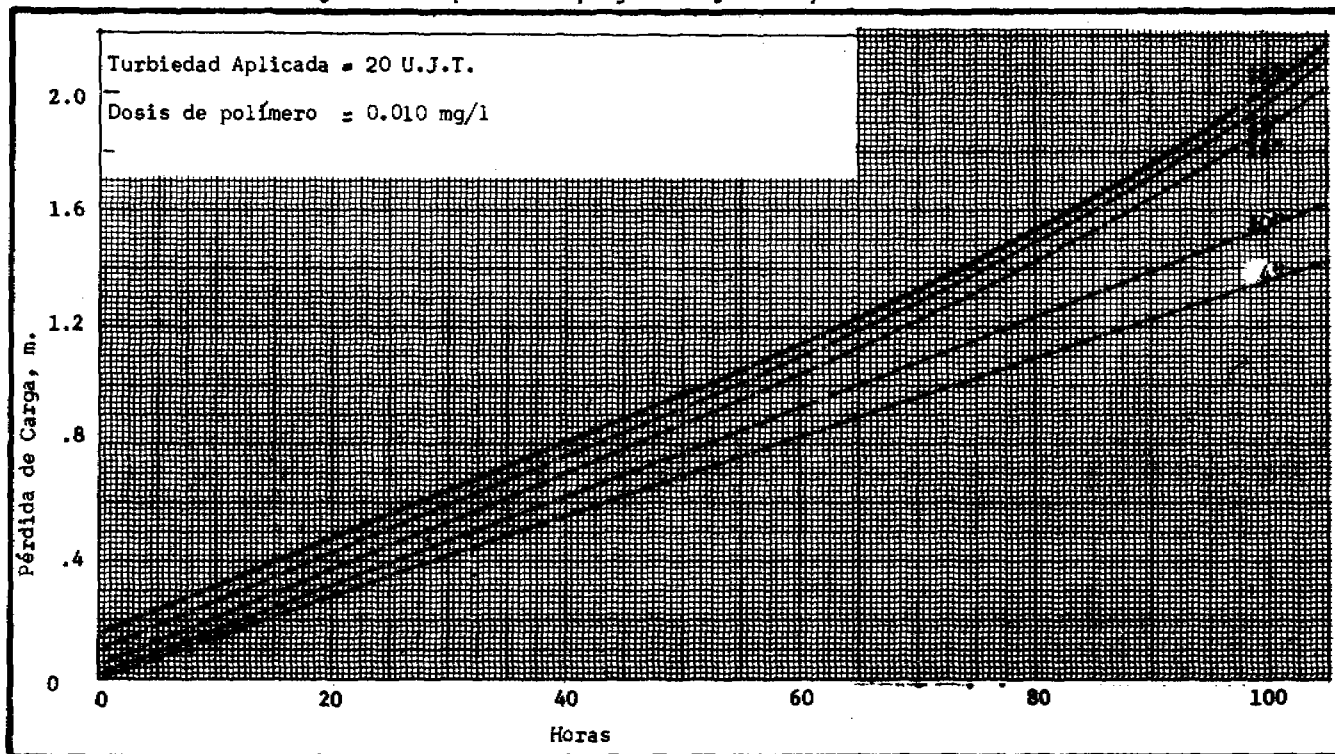


Figura 11 - PERDIDA DE CARGA VS. TIEMPO PARA LA CARRERA No. 4 A 2 GPM/PIE²

Los números en los gráficos representan pulgadas bajo la superficie

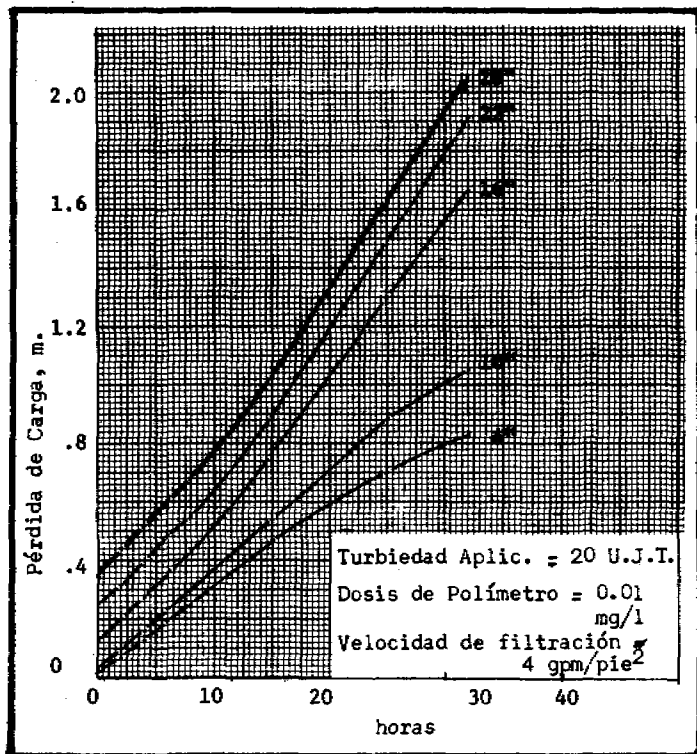


Figura 12 - PERDIDA DE CARGA VS. TIEMPO PARA LA CARRERA No. 5

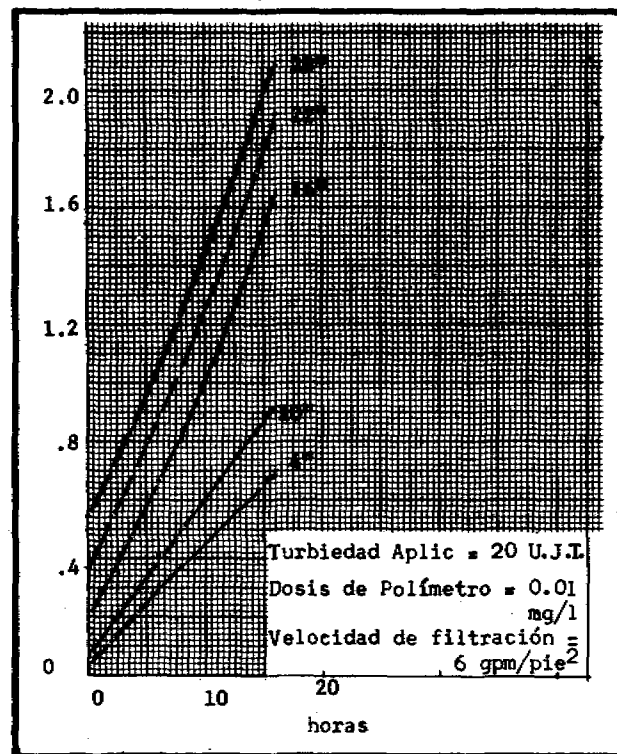


Figura 13 - PERDIDA DE CARGA VS. TIEMPO PARA LA CARRERA No. 6

Los números en los gráficos representan pulgadas bajo la superficie

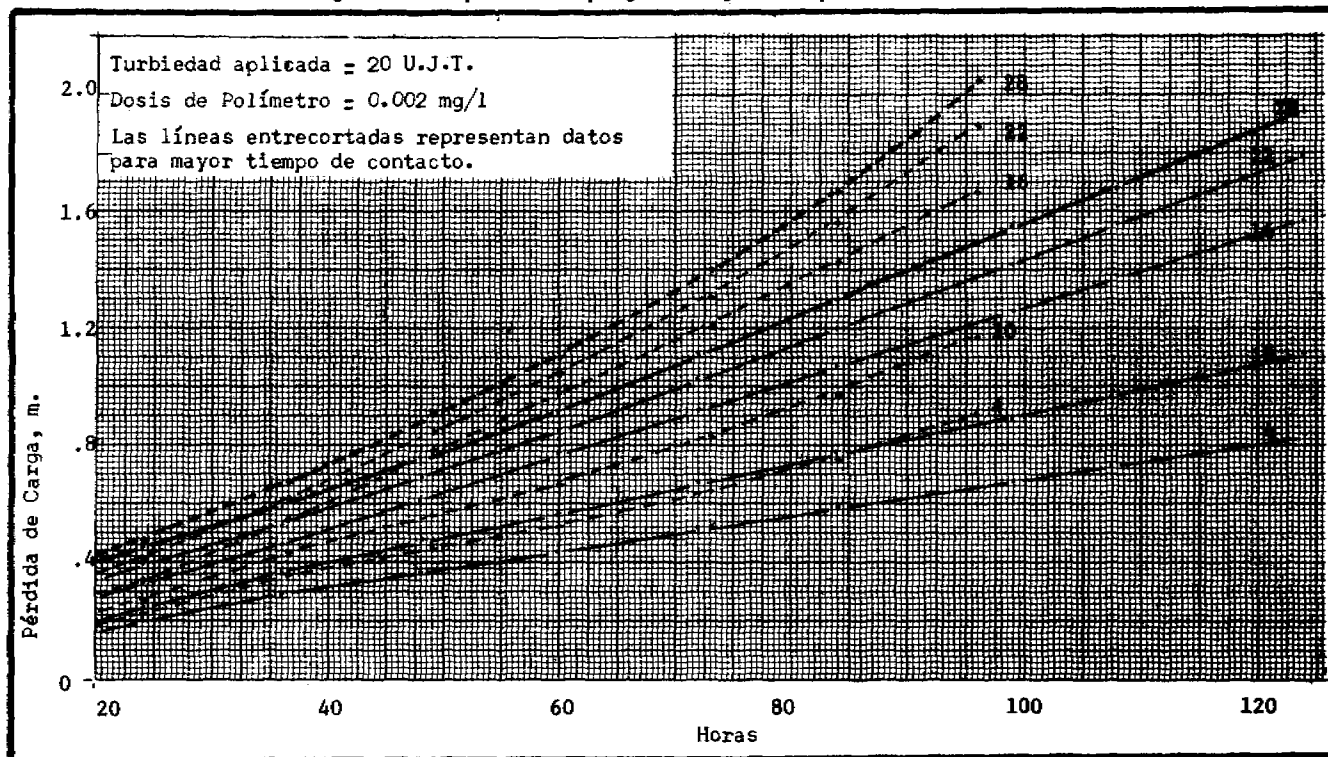


Figura 14 - EFECTO DEL TIEMPO DE CONTACTO DEL POLIMERO EN LAS CARRERAS A 2 GPM/PIE²

Turbiedad Aplicada = 20 U.J.T.

Los números en los gráficos representan pulgadas bajo la superficie

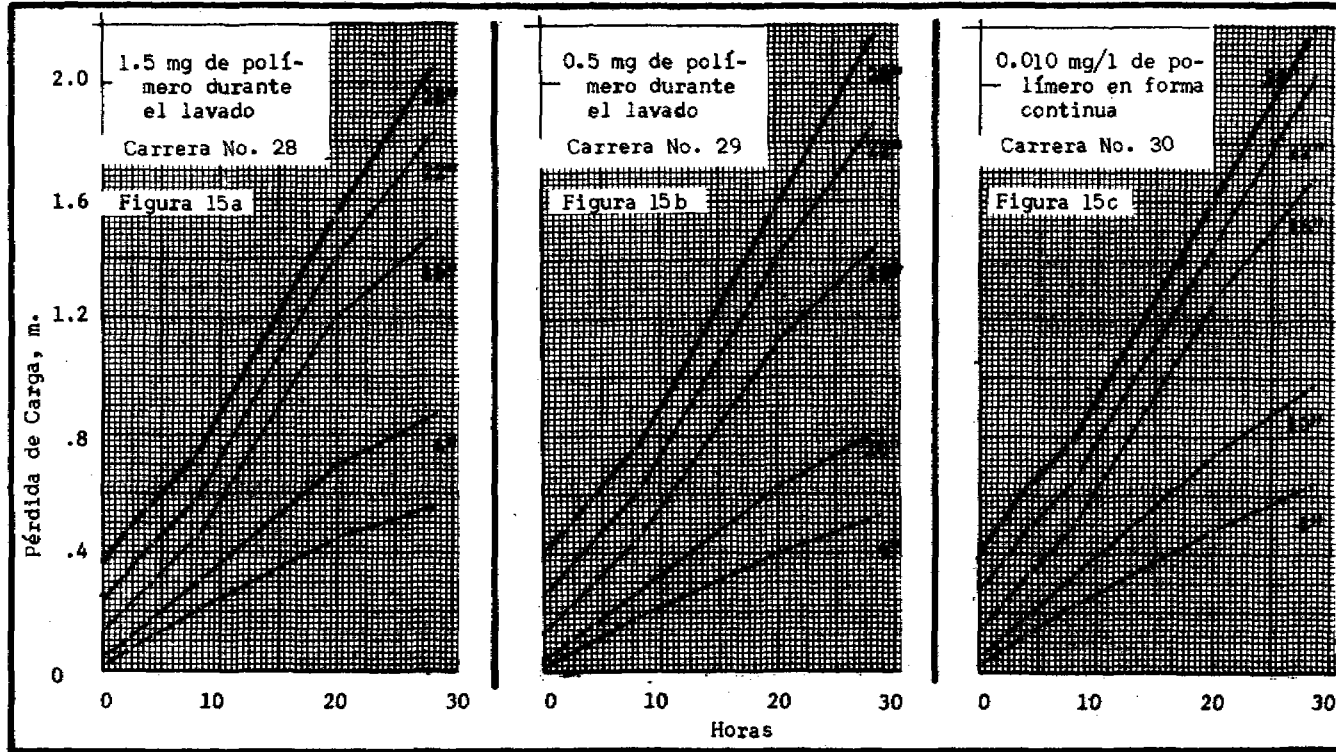


Figura 15 - EFECTO DE LA APLICACION DE POLIMERO DURANTE EL LAVADO A 4 GPM/PIE²

Turbiedad Aplicada = 20 U.J.T.

Los números en los gráficos representan pulgadas bajo la superficie

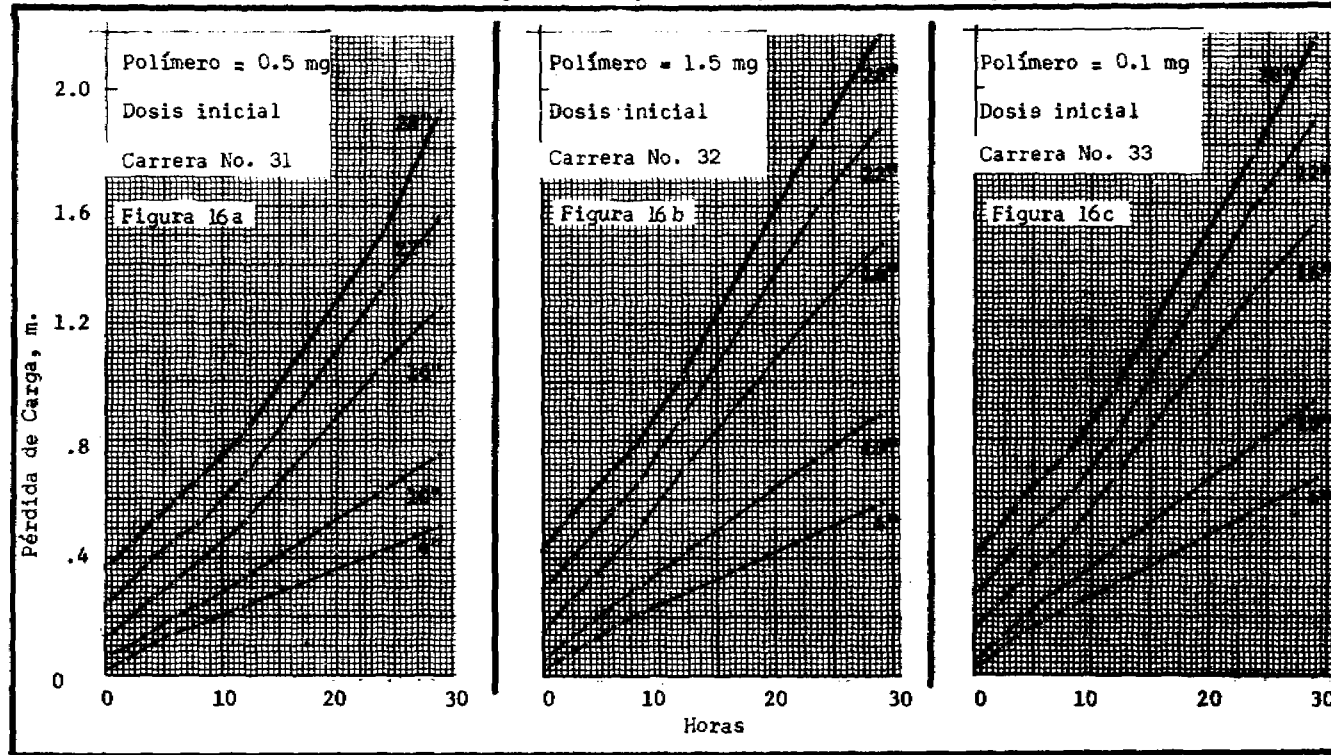


Figura 16 - EFECTO DE LA APLICACION DE POLIMERO EN DOSIFICACION INICIAL A 4 GPM/PIE²

DISCUSION

TEMA VII

AUMENTO DE LA CAPACIDAD DE LAS PLANTAS

1. Se empezó la discusión con una referencia a la teoría de la filtración, sobre la que ha habido gran cantidad de debates en los últimos tiempos. Se hizo presente que el autor del Tema VII había sugerido que, en su teoría, el Dr. Ives no tomaba en consideración el desprendimiento de partículas dentro del lecho y que, por tanto, dicha teoría no se adaptaba a las observaciones experimentales.

Al respecto se manifestó que existen tantas variables en el proceso que ninguna teoría podría tomar todas en consideración ya que, de hacerlo, la ecuación no sería utilizable en la práctica. Hasta el momento no se conoce la existencia de ninguna relación entre los cambios de calidad del agua cruda, los cambios en la dosis de coagulante y el efecto que esto produce sobre el agua filtrada. Por lo tanto, es más prudente adoptar una actitud pesimista en este aspecto, aunque sería muy útil poder disponer de una ecuación que se pudiera utilizar en la práctica. Se dijo luego que la teoría del Dr. Ives se cumplía rigurosamente para las condiciones bajo las cuales fueron realizados los experimentos, los que se hicieron con partículas radiactivas, algas y caolinita, obteniéndose resultados que concordaron con los predichos por las ecuaciones. Debe reconocerse que éstas son difíciles de emplear pues requieren un sistema de computación bastante elaborado.

Por otra parte, de acuerdo a la teoría de Mintz, debe tomarse muy en cuenta el desprendimiento sucesivo de flóculos a medida que aumentan las fuerzas hidrodinámicas, que son función de la velocidad, por reducción del tamaño de los poros, que produce una penetración cada vez más profunda de las partículas dentro del lecho filtrante. Mintz considera que se puede optimizar el proceso logrando que dichas fuerzas hidrodinámicas, inducidas por la pérdida de carga, se vayan incrementando hasta llegar al límite en que empieza la irrupción de turbiedad o la máxima turbiedad efluente permisible.

2. Se preguntó luego al autor del trabajo presentado en el Tema VII si durante los experimentos se había mantenido en forma rigurosa el flujo constante, por cuanto cualquier variación de caudal podía hacer que se acentuara el desprendimiento de los flóculos adheridos.

Se observó que en este tipo de investigaciones es básico mantener el flujo constante durante los experimentos. La segunda parte de la pregunta versó sobre si el floc que se había desprendido dentro del filtro se adhirió un poco más abajo o si simplemente fue arrastrado por el agua.

Respecto a la primera parte de la pregunta se dijo que se había utilizado un sistema muy preciso de control del flujo en el efluente, como se puede apreciar en las curvas de pérdida de carga las que forman líneas prácticamente perfectas. Durante los experimentos se tuvo la precaución de medir repetidas veces la velocidad de filtración.

En cuanto a la segunda parte de la pregunta se observó que, efectivamente, los flóculos desprendidos se volvían a adherir más abajo y que también en ciertos casos los depósitos se desintegraban, especialmente cuando estaban constituidos por grandes masas las que desaparecían completamente.

Los experimentos fueron hechos tanto con filtros acondicionados con polímeros como con filtros no acondicionados. En otros casos hubo partículas que rebotaron y produjeron fenómenos secundarios que tal vez no pueden ser generalizados.

3. Con respecto a la utilización de polímeros, se sugirió la posibilidad de estudiar la utilización de polielectrolitos naturales autóctonos provenientes de jugos de plantas ceróticas, las que tienen propiedades coagulantes y actúan polianfólicamente, es decir con doble carga, y que pueden funcionar como catiónicos o aniónicos. En la Universidad Central de Venezuela se ha estado experimentando la posibilidad de utilizar dichos polímeros y el único problema que se encontró fue la explotación a escala industrial de dichos productos, pues el envejecimiento y la deshidratación ocasionados por el almacenaje reducían sus propiedades floculantes. Sin embargo, esta es una posibilidad que debe seguir estudiándose, ya que varios países de Latinoamérica tienen plantas ceróticas.

4. ¿Se estudiaron y anotaron los gradientes de presión entre las diferentes capas del filtro durante los experimentos?

Se contestó que varios piezómetros habían sido colocados en cada filtro y que con los datos obtenidos por éstos se puede determinar fácilmente los gradientes por capas, tal como lo mostró el Dr. Robeck en su trabajo.

TEMA VIII

ASPECTOS ECONOMICOS

IMPACTO ECONOMICO DE LOS NUEVOS PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUA

Edmund G. Wagner
Ingeniero Consultor
USAID y Banco Nacional de Vivienda, Brasil

I. USO MAXIMO DE LAS FACILIDADES EXISTENTES

Se puede lograr una mayor economía usando al máximo los desembolsos ya efectuados en la planta de tratamiento de agua. Se pierde dinero cuando se produce menos de lo que se debe, tanto en cantidad como en calidad. En todas las plantas que se han observado en los años pasados se pueden efectuar mejoras significativas a un costo muy razonable, lo que proporcionaría aumento en cantidad y calidad, utilizando así en forma más completa el capital invertido.

Mezcla Perfeccionada

Para lograr una mayor ventaja y obtener mejor mezcla con las facilidades existentes es importante comprender este proceso. Tanto en el diseño como en la operación de las unidades de mezcla, ha habido y aún hay una gran incomprensión del problema.

Algunos autores han manifestado categóricamente que éste es el paso más importante en el proceso de tratamiento. Aparte de que esto sea o no cierto, lo importante es que el diseñador u operador tiene sólo una oportunidad para aplicar el coagulante en un mínimo de tiempo.

Riddick ha demostrado que la reacción entre el coagulante, el sulfato de aluminio y el agua cruda, se completa entre 0,001 y 0,10 de segundo. Este es un tiempo muy corto, así que, a menos que se pueda dar dispersión instantánea a todo el coagulante en toda el agua, no hay esperanza de inestabilizar todos los coloides. Obviamente, no es posible obtener físicamente 100% de este objetivo. Sin embargo, nos podemos aproximar a él si utilizamos esta importante información.

Mayor información sobre los resultados de diversos procedimientos de mezcla es presentada en trabajos hechos por Moffet, Griffith y Hudson. Moffet comparó el resultado obtenido agregando alumbre a la superficie de los vasos de precipitado y a las paletas del agitador en pruebas de jarras con la misma agua, y encontró que se requiere 27% más de coagulante para alcanzar un potencial zeta cero añadiendo el componente químico a la superficie, que echándolo a las paletas del agitador, donde la dispersión es mucho más rápida y completa.

Griffith y Williams informaron casi lo mismo en **pruebas de planta** y pruebas de jarras, en Phoenix, Arizona. Aplicaron sulfato de aluminio a través de un difusor antes de la mezcla mecánica. Alternativamente, dosificaron también sulfato de aluminio a las paletas del agitador. Los resultados de la turbiedad del agua sedimentada siempre fueron mejores, sin excepción, cuando el coagulante fue aplicado en las paletas del agitador.

Hudson da la siguiente información y resultados típicos de pruebas de jarras con todos los datos constantes, excepto el tiempo de mezcla que varió en 4 jarras diferentes, como sigue:

Jarra No.	1	2	3	4
Segundos de Mezcla Rápida	70	55	15	5
Periodo de detención	Turbiedad en UJT			
2.5 min	13	12	9.9	8.0
4.0 min	13	12	8.2	6.8
7.0 min	11	9	6.6	5.7
15.0 min	8	7.6	4.9	4.0

El uso práctico de esta información es que la mezcla debe ser corta y completa y que el coagulante debe ser dispersado instantáneamente en toda el agua. Ya que todas las plantas de Brasil y, creo yo, de América Latina usan mezcla hidráulica, es necesario aplicar el coagulante en el punto de máxima turbulencia, pues es un desperdicio aplicarlo en otro punto.

Las observaciones del autor en Brasil son totalmente consistentes - todas las plantas necesitaban perfeccionar la mezcla rápida. En los dos años pasados, muchos han trabajado en esto, obteniendo beneficios económicos y mejorando la calidad del floc. Un ejemplo es el de la Planta Guandú, en Río de Janeiro, que trata $12 \text{ m}^3/\text{seg}$. La mezcla se hacía vertiendo el coagulante, mediante un canalón perforado en los tres canales de agua cruda, aproximadamente a 8 m aguas arriba del Parshall. De acuerdo a la recomendación de H. E. Hudson, el punto de aplicación fue movido aguas abajo, inmediatamente antes del punto de máxima turbulencia de la canaleta.

El resultado de este cambio fue:

1. Una economía de 5-7 toneladas diarias de sulfato de aluminio.
2. Mejoramiento de la turbiedad del agua sedimentada.

Hacer este cambio tuvo un costo casi insignificante. Esta misma modificación se ha efectuado en otras plantas. Es un cambio muy simple y fácil que usualmente se puede hacer a un costo muy bajo.

Floculación

La floculación es otra área sobre la cual los diseñadores y operadores no suelen estar bien informados. Como nos dicen los expertos, mucho falta por explicar acerca de la floculación pero, al mismo tiempo, lo suficiente se sabe como para tener bases para hacer mejoras.

Las curvas de pruebas de jarras, donde se grafican turbiedades residuales versus tiempo de agitación, son bastante uniformes. Los cambios de turbiedad mejoran rápidamente con el tiempo hasta que se acercan al máximo. Las curvas de Hudson, Griffith y Williams demuestran esto muy bien. Después que se pasa el óptimo, las turbiedades siguen aumentando pero más despacio. De ahí se concluye que la floculación se debe efectuar en el tiempo óptimo o lo más cerca posible, para conseguir los mejores resultados. Si el tiempo de agitación cae muy lejos del óptimo, los resultados suelen ser muy pobres.

Estudios en todas las plantas de Brasil y E. U. A. con agitación mecánica, demuestran claramente que el diseño de tanques de floculación en el pasado producía severos corto circuitos. En otras palabras, una gran parte del agua pasaba a través del tanque en mucho menos del tiempo óptimo. Muchos diseños tendían a tener corto circuitos, y las pruebas en la planta han confirmado esto. La eficiencia, medida por la turbiedad del agua sedimentada, es baja. La agitación está lejos del óptimo y los malos resultados se pueden predecir por las curvas.

Los estudios de Hudson en 34 plantas de América del Norte y del Sur demuestran lo siguiente:

	Compartimientos		
	1	5	10
Menos del 50% del tiempo óptimo	38%	11%	4%
50% a 150% del tiempo óptimo	40%	76%	88%
Más del 150% del tiempo óptimo	22%	13%	8%

Mediante el uso de tabiques de madera se pueden eliminar los corto circuitos a bajo costo y en forma relativamente fácil. Cada agitador debe estar separado del siguiente, haciendo así la ruta del agua lo más difícil posible, para que casi toda el agua tenga un tiempo de floculación cercano al tiempo óptimo. El mejoramiento de la calidad del agua sedimentada dará como resultado mejores carreras del filtro, filtros más limpios y agua filtrada de mejor calidad y, más importante aún, facilitará la operación de los filtros con ratas de flujo más altas para que pueda ser aumentada la capacidad total de la planta.

La floculación por métodos hidráulicos no presenta el problema de corto circuitos pero tiene la desventaja de su inflexibilidad.

MEJORAS HIDRAULICAS

Tuberías

En muchas plantas se han observado serios problemas acerca de la distribución del agua a una serie de tanques por medio de tuberías. Es común que algunas unidades recibían más agua que otras. En casi todos los casos, los operadores no se daban cuenta de lo que sucedía. En algunas circunstancias, el control se efectuaba por medio de compuertas, pero los operadores tenían serias dificultades con el movimiento de éstas. Los problemas de mantenimiento se desarrollaban pronto, y después de un tiempo las compuertas se dejaban abiertas.

Corregir este problema se hace difícil una vez que la estructura está terminada, por lo que debe solucionarse en la etapa de rediseño.

Entrada al Tanque de Sedimentación

Ninguna de las plantas observadas tenía buena distribución del agua floculada en la entrada al tanque de sedimentación. Sin excepción, se observaron corrientes y manchas de floc en los tanques de sedimentación, indicando una pobre distribución del agua floculada al final de la entrada. Todos los tanques tenían un sector donde se podía observar el floc fluyendo hacia la entrada en vez de avanzar hacia la salida, como se esperaba.

Un tabique de madera adecuadamente diseñado para la distribución del agua floculada a la entrada del tanque puede reducir las turbulencias a proporciones manejables con un gasto no muy alto. Estos tabiques son un método muy importante y común que produce beneficios significativos y puede ser cambiado fácilmente.

Pérdida de Carga en la Planta

Uno de los más serios defectos hidráulicos en la mayoría de las plantas es la alta pérdida de carga a través de la planta. Ya que esto no se puede corregir cuando la planta está construida, el diseñador debe darle una adecuada consideración.

Salida del Tanque de Sedimentación

La observación de este detalle del diseño indica que se puede hacer alguna mejora ampliando los vertederos de salida, lo que no es muy simple. El autor no ha podido evaluar qué grado de mejora se puede lograr extendiendo las longitudes de los vertederos.

El trabajo de Hudson sobre las corrientes de densidad demuestra muy bien que, tomando agua sedimentada en toda la mitad de salida del tanque, los efectos perjudiciales de estas corrientes se pueden reducir mucho.

Esta ventaja se puede obtener con sedimentadores de tubo y de placas, donde el agua sedimentada se toma de toda la superficie.

MEJORAS EN FILTRACION

Aumento de la Capacidad.

Hay gran cantidad de literatura sobre el tema de alta rata de filtración con medios múltiples. Una de las formas más usadas es antracita y arena. Hay evidencia de que así se produce agua con ratas que son varias veces mayores que la clásica de 2 gal/pie²/min o 120 m/día. Como ha sido discutido ampliamente, la capacidad de la antracita para remover sólidos es mucho mayor que la de la arena sola, y por eso se puede aplicar más agua sedimentada a la misma área con un efluente satisfactorio.

Antes de cambiar los filtros a medios dobles puede dárseles más trabajo a los filtros de arena lo que no constituye una novedad. Casi todos los operadores enfrentados a mayores demandas simplemente han hecho pasar más agua a través de la planta. El resultado usual es: carrera corta, agua filtrada de baja calidad y, finalmente, filtros obturados.

El modo de evitar estos problemas es mejorando el pretratamiento.

Los progresos en mezcla, floculación y sedimentación pueden reducir significativamente el grado de turbiedad del agua sedimentada, permitiendo que mucha más agua se pueda aplicar a los clásicos filtros de arena con mejores resultados. Este mismo proceso se realizó en una pequeña ciudad de Brasil, Barra Mansa, donde una antigua planta fue rescatada de la mediocridad. Producía casi 80 lt/seg de agua de baja calidad. Nadie sabe por qué nunca se llevaron registros bacteriológicos ni de turbiedad. Con la misma área de filtro pero con un pretratamiento mucho mejor, incluyendo el primer sedimentador de placas en Brasil, la planta ahora produce 180 lt/seg., y dentro de 6 meses se espera que producirá hasta 300 lt/seg.

El costo de este aumento de capacidad representó casi un 20% del costo de una nueva construcción.

Este ha sido un caso excepcional indudablemente, pues la capacidad hidráulica fue mejorada fácilmente, lo que no sucede con frecuencia.

Otro ejemplo en etapa de preplaneamiento es el de la planta de Guandú, en Río. Aquí los estudios preliminares indican que la capacidad de la planta puede ser doblada de 12 a 24 m³/seg. Los mismos filtros de arena se pueden usar trabajándolos a casi 240 m/día, pero con una carga menor que la rata actual de 120 m/día. Se usará rata declinante de filtración.

Se puede hacer una mejora significativa en la floculación. Actualmente, el promedio del tiempo de floculación es de casi 50% del óptimo. Por las curvas se puede apreciar que con esta mejora, claramente demostrada en las pruebas de jarras, la turbiedad del agua sedimentada será bastante reducida permitiendo el uso continuo de los filtros de arena hasta con el doble de las ratas actuales.

La economía calculada de este plan es del orden de 10 a 15 millones de dólares.

Control de Filtro Simplificado.

Las observaciones en Brasil y otros países y las conversaciones con otros han llevado a la conclusión de que las piezas más innecesarias del equipo son el controlador de rata de flujo y el medidor de pérdida de carga. Están funcionando en muy pocas plantas en Brasil, pero requieren un trabajo de mantenimiento continuo que los hace ser los dispositivos más caros en ellas. En el 95% de las plantas no funcionan, y los operadores dicen que así ha sido desde el principio. Hay algunos casos extremos ocurridos en los dos últimos años en los que el nuevo equipo de control nunca funcionó apropiadamente.

Esta clase de equipo de control ocasiona una gran pérdida de dinero. Hay otros medios de obtener un control de filtración más barato, simple y seguro. Cleasby y Hudson han estado proponiendo esta otra forma de control durante varios años en Brasil. Después de la mala experiencia con los controladores sus ideas están ganando terreno.

Lavado Superficial

La mayoría de las plantas antiguas no tienen lavado superficial y en muchas otras de las observadas ya no se usa, lo cual es una lástima pues este sistema es necesario para mantener el filtro en buenas condiciones y reducir la necesidad de reparaciones frecuentes del mismo y, aun más importante, para producir agua de buena calidad. Un modo de aliviar la situación es limpiando a mano la capa superior de 50 cm de arena cada cierto tiempo. Donde la mano de obra es barata este sistema es mucho más económico que el lavado superficial. Este método ha sido llevado a cabo en la planta de Guandú, en Río, y ha demostrado ser una buena medida. La arena es extraída a mano y las bolas de barro se ciernen con un cernidor de malla No. 10.

Control de Corrosión

Un aspecto del tratamiento que no recibe la atención suficiente es el control del agua tratada para prevenir o reducir en lo posible el daño al sistema de distribución. Como se ha señalado, el sistema de distribución es la parte más cara de los trabajos. Sin embargo, poco a poco se va destruyendo debido a la estabilización inadecuada del agua tratada.

Muchas plantas observadas ni siquiera tratan de estabilizar el agua, aunque se hacen unos pocos ajustes de pH con cal que no son controlados continuamente para determinar si hay exceso o defecto.

El costo del control es pequeño comparado al daño que ocasiona la ausencia de este.

Polielectrolitos

Debe considerarse el uso de algunos ayudantes de coagulantes antes de hacer mayores cambios en la planta. Muchos de estos componentes químicos son caros en América Latina pero, si se puede aumentar la capacidad y mantener una buena calidad, el costo es justificado. Esto es particularmente cierto en lo concerniente a aguas crudas, que varían ampliamente y que en algunas épocas del año son mucho más difíciles de tratar. En estos periodos críticos, los polielectrolitos pueden ser una buena solución.

También se debe recordar que algunas veces la simple adición de arcilla para incrementar la turbiedad puede ser una solución más barata que los polielectrolitos, siempre y cuando el coagulante requerido no aumente demasiado.

Aspectos económicos

En casi todas las plantas se pueden efectuar pequeños cambios a bajo costo. Estos dependen de los estudios que haga la administración y de su insistencia para que se realicen las modificaciones indicadas. El personal de operaciones debe observar y hacer uso de los adelantos para obtener un producto de mejor calidad y tomar ventaja de la posibilidad de aumentar la capacidad.

II. MODIFICACIONES RELATIVAMENTE IMPORTANTES EN LAS PLANTAS EXISTENTES

Los cambios relativamente más importantes en la planta podrían incluir unidades nuevas o más extensas como mezcla y floculación y, en las estructuras hidráulicas, la sustitución de sistemas convencionales de sedimentación por sedimentadores de placas o tubo y, por supuesto, cambio de los filtros de arena a filtros de carbón. Algunos de estos requieren más trabajo que otros; todo depende de la estructura existente y del diseño.

Casi todas las plantas en Brasil pueden ser incrementadas de 100 a 200% a un costo relativamente bajo. Un ejemplo nos lo da el caso de Barra Mansa. Otro está en construcción en Ilheus, estado de Bahía. El mismo ingeniero, Renato Piuheiro, ha diseñado las modificaciones que son más extensas que en Barra Mansa. En esta planta se está constru-

yendo nueva mezcla hidráulica, además de floculación mecánica y sedimentadores de placas. Uno de los antiguos tanques sedimentadores ha sido modificado a floculación mecánica, mientras que los módulos de placas hechos de madera están siendo instalados en otro tanque de sedimentación.

Se espera que la primera etapa de esta modificación alcance más del doble de la capacidad de 130 a 300 lt/seg. y, en una etapa posterior, aumente a 400 lt/seg pero con otra unidad de sedimentación y dos filtros más. Está diseñada para usar filtros de arena con una rata que aumenta hasta casi 250 m/día.

El costo de la modificación total se estima en un 30 a 35% del costo de una nueva construcción para aumentar la capacidad.

Otro ejemplo de modificación importante es la planta ABC en Sao Paulo, donde la capacidad, que era de 1.7 m³/seg en el diseño original, se aumentó a 3.5 m³/seg. En este caso se están mejorando la mezcla y la floculación, así como las condiciones de entrada y de salida de los sedimentadores. Asimismo, son necesarios algunos cambios hidráulicos. Los filtros están siendo modificados para que trabajen con rata declinante pero serán usados con arena sola como medio de filtración por un tiempo más. De acuerdo a las curvas actuales del rendimiento de la planta, las modificaciones en el pretratamiento reducirán la carga en los filtros a tal grado que, aun con la rata doblada, las carreras serán más largas y el agua filtrada será de mejor calidad.

Todavía no se ha obtenido información sobre el costo de los cambios en la planta ABC. Sin embargo, los ingenieros estiman que es mucho más bajo que el de una nueva construcción con la misma capacidad.

Economía

Un punto importante aquí es que con las estructuras existentes se puede producir mucho más si se hace un cuidadoso estudio y si se aplican los conocimientos actuales. Resulta claro que sólo debe llevarse a cabo una nueva construcción como un último recurso después de haberse efectuado todas las modificaciones posibles en la planta, lo que resultará muy económico para el departamento encargado del agua. Un estimativo bastante conservador sería de por lo menos el 50% en reducción de costos. En Brasil dos ciudades han hecho economías de 70 a 80%.

El impacto económico más grande de todo esto es la eliminación de plantas nuevas. En más de un caso se ha visto que plantas ya terminadas o en la última etapa de construcción, nunca fueron realmente necesarias. La construcción de otras puede posponerse de 5 a 15 años.

Estas son las tragedias que acarrea la tecnología cuando avanza rápidamente, como en la actualidad.

III. DISEÑO DE PLANTAS NUEVAS

De lo discutido en este simposio, de la abundancia de información y de observaciones personales se deduce que las plantas nuevas deben ser diseñadas con mucho más cuidado que antes.

Primero, la autoridad municipal, provincial o nacional encargada del agua, debe planificar las necesidades con bastante anticipación a fin de que el agua cruda sea estudiada en plantas piloto, de forma de poder determinar las alternativas de tratamiento y tener tiempo de escoger entre ellas. El hacer esto en forma adecuada requiere un tiempo considerable.

Segundo, la autoridad encargada del agua debe reconocer la necesidad de un estudio profundo de los procesos de tratamiento que se puedan aplicar a cada problema.

Tercero, la autoridad encargada del agua debe estar preparada a pagar por un estudio detallado. Esta será una de las mayores economías que haga.

El diseñador que sea seleccionado tiene, por lo tanto, una gran responsabilidad. Aunque son peligrosas las generalizaciones, es correcto dentro del conocimiento actual diseñar una planta con algo así como un 40% del área de las plantas tradicionales por unidad de volumen tratada. Debe incorporar los mejores conocimientos de mezcla y floculación con cierta flexibilidad para hacer frente a las características diferentes del agua cruda. Debe considerar la floculación con unidades de contacto de sólidos y con filtros de contacto de flujo ascendente. Cuando se requiera la sedimentación lo más conveniente será emplear sedimentadores de placa, tanto por el factor económico como por el de mayor rendimiento. Los sedimentadores se pueden hacer con materiales locales a bajo costo. Los filtros dobles han demostrado ser superiores a los de arena en calidad del agua filtrada y en habilidad y capacidad para soportar cargas mayores. El costo relativamente alto de la antracita es más que balanceado con el tamaño reducido de los filtros y los factores arriba mencionados. El diseñador debiera emplear el concepto de rata declinante por ser más simple, seguro y barato. Desde el punto de vista tecnológico, se debe permitir una capacidad razonable para hacer mejoras a la planta a medida que avanza la tecnología. Más aún, la pérdida de carga en la planta debe reducirse al mínimo. Finalmente, se debe proporcionar instrumental de buena calidad.

REFERENCIAS

1. Hudson, H. E., "Correlation of Jar Tests with Plant Operation Data".
2. Griffith, J. O. and Williams, R. G., "Application of Jar Test Analyses at Phoenix, Arizona".
Both papers presented at the AWWA Annual Conference, Chicago, Ill., June 1972.
3. Riddick, T. M., "Industrial Engineering Chemistry".
4. Moffet, J. William, "The Chemistry of High-Rate Water Treatment", J. AWWA, Nov. 1968.
5. Hudson, H. E., Personal communications.
6. Hudson, H. E. and Wagner, E. G., "Short Course on Water Treatment", AIDIS Congress, Caracas, 1970.

DISCUSION

TEMA VIII

ASPECTOS ECONOMICOS

La Agencia en la cual trabaja el expositor del Tema VIII exige ciertos requisitos especiales sobre la forma en que se van a ejecutar las obras y sobre los estándares de calidad del agua filtrada que se piden, tales como turbiedad, color, etc. ¿Puede dicha agencia del Brasil forzar a una entidad a adoptar determinados patrones de calidad como requisito para concederle un préstamo de cierta magnitud?

El Banco Nacional de Vivienda del Brasil tiene ciertos estándares de calidad pero los aplica de manera informal. Sin embargo, dicha entidad está tratando de elaborar normas para las plantas de tratamiento pero éstas todavía están en la etapa de procesamiento. Se espera que en un futuro próximo existan normas elaboradas por algún instituto brasileño que los bancos puedan seguir.

PRESENTACION ESPECIAL

REMOCION PARCIAL DE FLUORUROS DEL AGUA POTABLE

Olman Cordero Ch.
Ingeniero Sanitario
Asesor Regional en Fluoruración
OPS/OMS

1. INTRODUCCION

El propósito de este trabajo es describir brevemente los procesos prácticos de remoción parcial de fluoruros del agua potable, con el fin de fijar las bases generales para la selección de un sistema que se adapte a las condiciones locales existentes y propias del problema a resolver.

La concentración de fluoruros en el agua varía según su origen. Las aguas superficiales generalmente contienen concentraciones menores de estos que las aguas del subsuelo, debido a que en las últimas, el agua al estar en contacto con depósitos de fluorita (y otros minerales) disuelven fluoruro en mayor o menor grado dependiendo del período de contacto y de la alcalinidad del agua.

La presencia de fluoruros en las aguas superficiales, se origina a veces por solución de esta con residuos líquidos industriales.

De acuerdo con las Normas Internacionales para el Agua Potable, de la Organización Mundial de la Salud (1) (3ra. edición 1971), la presencia de fluoruros en el agua potable, en una concentración óptima forma parte esencial de su calidad.

Concentraciones en exceso de fluoruro en el agua potable, produce la fluorosis dental en el ser humano, y cuando las concentraciones son más altas se origina una fluorosis endémica acumulativa, afección que produce cambios estructurales del sistema óseo.

En el continente americano, la Argentina, los Estados Unidos de Norteamérica y Venezuela, son los países en que se han identificado regiones en donde las fuentes de abastecimiento de agua tienen este problema (6) (7).

2. PROCESOS EMPLEADOS

La selección de un sistema de remoción parcial de fluoruro del agua potable, depende de los siguientes factores: volumen del agua a tratar, concentración del ion F, otros procesos de tratamiento presentes, concentración óptima final de F⁻ y disponibilidad local de productos necesarios para el tratamiento.

Los métodos más eficientes y prácticos han sido: a) de intercambio iónico. b) haciendo uso de las propiedades de intercambio del fluoruro por las apatitas. c) por medio de las propiedades de sorción (adsorción) de los compuestos de aluminio y d) cuando la concentración de fluoruro no es muy alta (menor de 3 ppm) se puede hacer uso de plantas ablandadoras (remoción de Ca, Mg), aprovechando la reducción de la dureza del agua para remover fluoruro.

Se han probado otros métodos haciendo uso de varios medios de intercambio iónico, pero se han desechado por su alto costo.

Es posible que en la práctica se presenten los siguientes problemas:

Método N° 1

Aguas superficiales que necesiten como tratamiento de coagulación, decantación, filtración y desinfección. Como es conocido generalmente, contienen bajas concentraciones de fluoruro.

El sulfato de aluminio, usado como agente coagulante en plantas de tratamiento, aplicado en altas dosis es un eficaz removedor de F⁻. El fluoruro es removido por la formación de un fluoruro de Al complejo y por la adsorción en los flóculos formados (2). Con la ayuda de otras sustancias de floculación el proceso se puede hacer más eficiente (uso adicional de polielectrolitos, sílica activada, etc.). La eficiencia depende de los factores de operación y diseño de las estructuras de la planta de tratamiento, de la calidad del agua cruda.

Hasta 4.0 ppm de F⁻ son removidos económicamente por medio de dosis entre 300 y 500 ppm de sulfato de Al, dependiendo de los factores de influencia antes dichos (2).

Experiencias de este tipo fueron realizadas en el Laboratorio de Higiene Industrial del Instituto de Salud Pública de los Estados Unidos y en la planta piloto de Great Falls, Maryland. Las experiencias dieron como resultado que el fluoruro fue reducido en dos etapas, de 5.00 ppm a 3.5 ppm y de 3.5 ppm a 1.00 ppm, usándose en cada etapa una dosis de 100 ppm de sulfato de Al., 100 ppm de arcilla y 25 ppm de hidróxido de calcio. (2) (4).

Los resultados pueden mejorarse usando sílica activada u otras ayudas de floculación, tal como polielectrolitos, etc.

En plantas convencionales, el costo por millón de galones fue estimado en \$ 35.00 (dólares, año 1960), equivalente a \$ 0.01 (EUA) / m³ (2).

Método N° 2

Es normal el caso de aguas superficiales, tratadas por coagulación, decantación, filtración, desinfección y ablandamiento con hidróxido de calcio.

El proceso de remoción de F en este caso es combinado, debido a que además de la floculación con sulfato de Al., la remoción de F⁻ es proporcional a la remoción del magnesio presente. Entre más contenido de magnesio exista en el agua, más fluoruro es removido.

Se remueven entre 45 ppm y 65 ppm por 1.00 ppm de F⁻ removido (2) (4).

Cuando el contenido de magnesio es bajo, este debe adicionarse en la forma de magnesia activada.

Se ha demostrado que cuando aguas conteniendo fluoruro de sodio son tratadas con sales de magnesio, el magnesio inicialmente se hidrata parcialmente, luego se forma un fluoruro de magnesio e hidróxido de sodio por metatesis y al final el fluoruro de magnesio se adhiere al magnesio formando un oxifluoruro (2).

Se puede deducir que cuando el agua a tratar tiene un alto contenido de magnesio a ser removido por el proceso de ablandamiento, es posible remover también fluoruro, cuando éste se encuentra presente en baja concentración (menos de 3.00 ppm).

Cuando sales de magnesio deben agregarse al agua como parte del tratamiento, el proceso es muy costoso.

Método N° 3

El problema más común de exceso de fluoruros en el agua potable ocurre en aguas subterráneas, cuando estas son usadas como fuentes de abastecimiento de agua potable.

Para este caso, el método más recomendable es el de intercambio iónico, para lo cual son usados lechos de contacto a presión o por gravedad, usándose como medios de contacto el carbón de hueso molido y la bauxita activada. La selección de uno de estos materiales depende de su costo de adquisición local, siendo más barato el primero cuando éste es producido localmente.

El carbón de hueso molido (al que se le eliminó toda sustancia orgánica) es esencialmente una apatita hidroxilada, remueve el fluoruro del agua por medio de un intercambio de iones hidróxilo por iones fluoruro.

El óxido de aluminio activado (parcialmente hidratado), forma de manera reversible un fluoruro de aluminio insoluble, acompañado por liberación de iones hidróxilo. Las teorías se ven corroboradas por el hecho de que las reacciones se invierten en la presencia de un cáustico fuerte y por la liberación comprobable de iones hidróxilo durante el ciclo de remoción de fluoruro (3).

Ambos materiales citados fueron ensayados en la práctica en las plantas de Britton, Dakota del Sur y Bartlett, Texas y a pesar de ser químicamente diferentes, demostraron

tener similar capacidad de sorción de fluoruro y se prestaron para idénticos procedimientos de regeneración (3).

Las leyes de acción de la masa se aplican a la eficiencia de remoción del fluoruro y por lo tanto, cuanto más alta la concentración inicial, mayor es el porcentaje de remoción de F^- .

Experiencias de laboratorio realizadas por el Servicio de Salud Pública de los Estados Unidos de América con aguas conteniendo 2000 ppm de sólidos totales y 10 ppm de F, mostraron una reducción hasta el límite de 1 ppm, usándose un volumen de agua de 30 litros. Después de la regeneración del lecho, el volumen que fue tratado hasta ese grado decreció ligeramente, pero posteriormente se encontró que controlando el pH del agua a tratar, mejoraba la eficiencia del método, y en algunos casos el volumen tratado en la columna experimental (figura 2, Anexo 1) casi se duplicó. De acuerdo con la teoría del intercambio hidróxilo-fluoruro, cuanto más bajo el pH, más eficaz la remoción. Se fijó un pH ligeramente superior a 7.0, debido a que el óxido de aluminio y el carbón de hueso son solubles en soluciones ácidas y los pH más bajos no son compatibles con los sistemas de acueductos y tendrían que ser ajustados a los valores óptimos (3).

Sobre la base de los estudios de laboratorio fueron construidas la planta de Britton, Dakota del Sur, usándose carbón de hueso y la planta de Bartlett, Texas, usando como medio óxido de aluminio activado.

El anexo 1 contiene las experiencias de laboratorio y la figura 1 muestra la planta de Bartlett.

3. PARAMETROS Y OPERACION DE LAS PLANTAS (3)

Mientras estaban funcionando las plantas Britton en Dakota del Sur y Bartlett en Texas continuaron los estudios de laboratorio en busca de procedimientos aún más eficaces, y a menudo los procedimientos mejorados eran incorporados al funcionamiento de la planta. Otras modificaciones fueron dictadas por las condiciones locales. Un ejemplo de esto último en Bartlett fue la combinación de dos pasos: el del tratamiento cáustico y el del reflujo, para economizar agua, si bien se ha probado que esta práctica provoca una pérdida de eficacia en los resultados.

En general, los parámetros para el proyecto y funcionamiento de una planta de desfluoruración que use y sea carbón de hueso u óxido de aluminio activado son:

Medio de intercambio: Óxido de aluminio activado, malla de 30 x 50 (28 x 48), Alcoa grado F-1 o equivalente, o carbón de hueso, malla 30 x 50 (28 x 48), Baugh HL o equivalente. (Con el tamaño de la partícula se procura encontrar el justo medio entre la menor eficacia de los gránulos más grandes y la mayor resistencia a la corriente de los gránulos más pequeños).

FIGURA N° 3

Ciclo N° 1 Medio: óxido de aluminio activado (agua cruda 10 ppm F)

Tiempo	Prueba N°	Volumen	Volumen	F	F X V	Σ F X V	Equiv.	Notas
	1	1040	1040	0.18	188	188	0.18	pH 9.3
	2	1000	2040	0.08	80	268	0.13	
	3	1770	3810	0.08	142	410	0.11	
	4	1800	5610	0.39	703	1113	0.20	
	5	1970	7580	0.86	1690	2803	0.37	
	6	1870	9450	2.1	3930	6733	0.71	
	7	1310	10760	2.9	3800	10533	0.98	
F eliminado								97 mg

Regeneración:	Volumen y concentración cáustico	100 ml 1%
	Volumen y lavado cáustico	200 ml
	Volumen y concentración lavado ácido	100 ml 0.05N
	Volumen lavado final	<u>200 ml</u>
	Total volumen regenerante	600 ml

Análisis 150 ppm

F recobrado 90 mg
Acumulado 7 mg

NOTA: El equivalente F se calcula dividiendo Σ F X V por Σ Volumen

El gráfico N° 1 muestra un ciclo típico de remoción de F⁻.

Velocidad de corriente: 2 1/2 a 3 gpm/pie cuadrado. (Una transacción entre mayor eficacia a menor velocidad y un diámetro de tanque de contacto demasiado grande para ser práctico).

Regenerante: Hidróxido de sodio, solución al 1%, 2 volúmenes de lecho.

Enjuague cáustico: Agua sin tratar, por lo menos 4 volúmenes de lecho.

Enjuague ácido: Acido sulfúrico, 0.05N, por lo menos 1 volumen de lecho.

Enjuague final: Agua sin tratar, pH regulado.

Regulación del pH: Acido sulfúrico, suficiente para reducir el pH a 7.1.

Los volúmenes de los lavados no se fijan con exactitud, porque pueden ser afectados por las condiciones locales. El lavado cáustico que elimina la mayor parte del cáustico regenerante del lecho, puede prolongarse hasta que el pH del efluente se reduzca al del agua sin tratar, pero esta práctica requiere un gran volumen de agua y considerable cantidad de tiempo.

El lavado ácido sirve para reducir más rápidamente la alcalinidad, y el lavado final elimina el ácido y cualquier cáustico que quedara en el lecho. El volumen del lavado ácido requerido depende de la eficacia del lavado cáustico, y el volumen del lavado final depende de la eficacia de todos los anteriores. El objeto es que el lecho vuelva a una condición en que sorba fluoruro; esto significa que todos los regenerantes (cáusticos) deben ser eliminados y el lecho neutralizado tan rápidamente como sea posible. Si se deja el lecho en estado alcalino durante períodos largos de tiempo, se producirá una solubilización parcial de los medios y la posterior aglomeración de partículas. La sorción de fluoruro comienza a un pH de alrededor de 10.0, por lo que puede cesar el enjuague y comenzar el ciclo de desfluoruración en cualquier punto más allá de ese valor.

Los ciclos de desfluoruración se continúan hasta que el contenido equivalente de fluoruro del efluente llega al punto deseado, generalmente alrededor de 1.0 ppm. La Figura 3 ilustra un formulario típico de información sobre el funcionamiento, y muestra cómo se calcula este equivalente. Al final del ciclo de desfluoruración, se invierte el sentido de la corriente de agua sin tratar y la regeneración procede de acuerdo con la siguiente secuencia:

1. Reflujo a salida de desecho - (corriente ascendente), alrededor de 15 minutos a una velocidad suficiente para proporcionar una expansión del lecho del 30 al 50% (6 a 10 gpm/pie cuadrado). Esta etapa elimina la arenilla (producida por fricción y por la solución química) y los desechos acumulados, y clasifica hidráulicamente el material granular del lecho para permitir una fácil permeabilidad. Si no se dispone de una corriente suficiente de agua sin tratar, puede utilizarse agua tratada.

2. Tratamiento cáustico (corriente descendente) - no más de 2 gpm/pie cuadrado. Esta etapa es crítica, ya que cuanto más eficaz sea la eliminación del fluoruro acumulado en el lecho, tanto más eficaz será el ciclo posterior de desfluoruración. Es preferible una velocidad de corriente algo más baja que la del ciclo de tratamiento. Debe señalarse que el lecho tiene la mayor parte del cáustico, y el cáustico fuerte no aparece en la corriente de desecho hasta que se está realizando el enjuague cáustico.

3. Lavado cáustico (corriente descendente) - 2 gpm/pie cuadrado. Como se mencionó antes, esta etapa elimina la mayor parte del cáustico. En una época se consideraba económico guardar la porción del lavado que contenía la mayor parte del cáustico, aumentar la concentración del cáustico hasta que llegara nuevamente al 1%, y usar esta

solución para la próxima regeneración. Sin embargo, debido a la acumulación de fluoruro en esas soluciones, se encontró que carecían de la eficacia de las preparaciones de cáustico fresco. Además, la determinación de la concentración del cáustico y los cálculos pertinentes eran fuentes de posibles errores y de dificultades prácticas.

4. Lavado ácido (corriente descendente) - 2 gpm/pie cuadrado. El ácido sulfúrico se diluye en dos etapas: primero hasta alrededor de 1%, luego hasta 0.05N. Los riesgos inherentes a la manipulación del ácido sulfúrico impulsaron la utilización por un tiempo de ácido carbónico con ese propósito (con carbón de hueso), pero su preparación y regulación resultaron difíciles, y por fin se dejó de usar, utilizándose el ácido más fuerte. El lavado debe cesar antes de que aparezca el ácido en la corriente de desecho.

5. Lavado final (corriente descendente) - a velocidad de corriente del ciclo de tratamiento. El lavado continúa hasta que el pH llega al punto de partida deseado (puede subir nuevamente después del enjuague ácido). Si se comienza el ciclo a un pH de alrededor de 10.0, tanto el nivel de fluoruro como el pH del efluente descenderán rápidamente al principio, luego más lentamente hasta que se llegue al mínimo del ciclo. Luego de eso, el nivel de fluoruro ascenderá gradualmente y el pH bajará gradualmente hasta que este último se aproxime al punto de control.

6. Fin de la regeneración. El ciclo de desfluoruración se comienza pasando el efluente de la salida de desecho al almacenamiento (o a la parte principal) y la corriente de agua sin tratar queda en dirección descendente.

Aplicación

Cuando se proyecta una planta de desfluoruración para tratar un suministro determinado de agua, no siempre es fácil elegir entre el óxido de aluminio activado y el carbón de hueso. A menudo será necesario llevar a cabo en el laboratorio pruebas de evaluación con el agua que debe ser tratada, usando el método de la columna. Si se usan las condiciones uniformes, cada uno de los medios puede ser probado para determinar cuál de ellos desfluorura en forma más eficaz el agua de que se trate. Otro factor determinante podría ser el costo, ya que el carbón de hueso se vende a menos de la mitad del costo del óxido de aluminio. Este factor adquiere más importancia cuando deben tratarse pequeños suministros de agua, porque entonces interviene en los cálculos la posibilidad de descartar el material de intercambio utilizado, en lugar de regenerarlo.

Si bien tanto el óxido de aluminio activado como el carbón de hueso fueron considerados por mucho tiempo como esencialmente específicos para el ion fluoruro, por lo menos otro ion el arsénico, parece ser sorbido selectivamente junto con el fluoruro.

ANEXO N° 1

EXPERIENCIAS DE LABORATORIO REALIZADAS

Instrumentos y reactivos

1. **Columna de intercambio de iones (Fig. 2).** Construir la columna de una sección de tubo de vidrio de 18–20 mm de diámetro interior, 50–75 cms de largo.
 - a) Calzar en un extremo un tapón de goma con un orificio e insertar en el tapón un tubo en Y o en U. Asegurar con pinzas una sección circular de malla de acero inoxidable en el extremo interior del tapón, y unirlo a la columna.
 - b) Poner grava de 1/8" en la columna hasta una profundidad de alrededor de 75 mm.
 - c) Unir secciones cortas de la tubería de goma o de plástico a los extremos del tubo en Y y cerrarlas con pinzas.
 - d) Preparar otro tapón de goma con un orificio (para que calce en el extremo abierto de la columna), ajustándolo con una sección corta y curva de la tubería de vidrio a la cual esté unido un pedazo de tubo de goma o plástico lo suficientemente largo para llegar a un desagüe.
 - e) Montar la columna verticalmente con suficiente espacio libre debajo del tubo en Y para que quepa un vaso de boca ancha de 2 litros (el recipiente para el efluente). Una ramificación del tubo en Y servirá como salida del efluente y la otra como entrada del agua de lavado. Durante ese proceso, la parte superior de la columna se cierra con el segundo tapón de goma.
2. **Material de ensayo.** Preparar una suspensión de agua destilada en cantidad suficiente para proporcionar una profundidad de 25 cms en la columna (75 - 100 gm).
3. **Damajuana, 40 litros.** Agregarle tapón y tubos de vidrio para formar una botella de Mariotte y ubicarla en un estante a una altura de alrededor de 75 mm por debajo de la parte superior de la columna.
4. **Soluciones concentradas.** Preparar soluciones concentradas de las sales que se necesitan para sintetizar diversas aguas naturales. Algunas convenientes son:
 - a) Bicarbonato de sodio, para proporcionar 50 mg de ion bicarbonato por mililitro.
 - b) Carbonato de sodio, para proporcionar 50 mg de ion carbonato por mililitro.

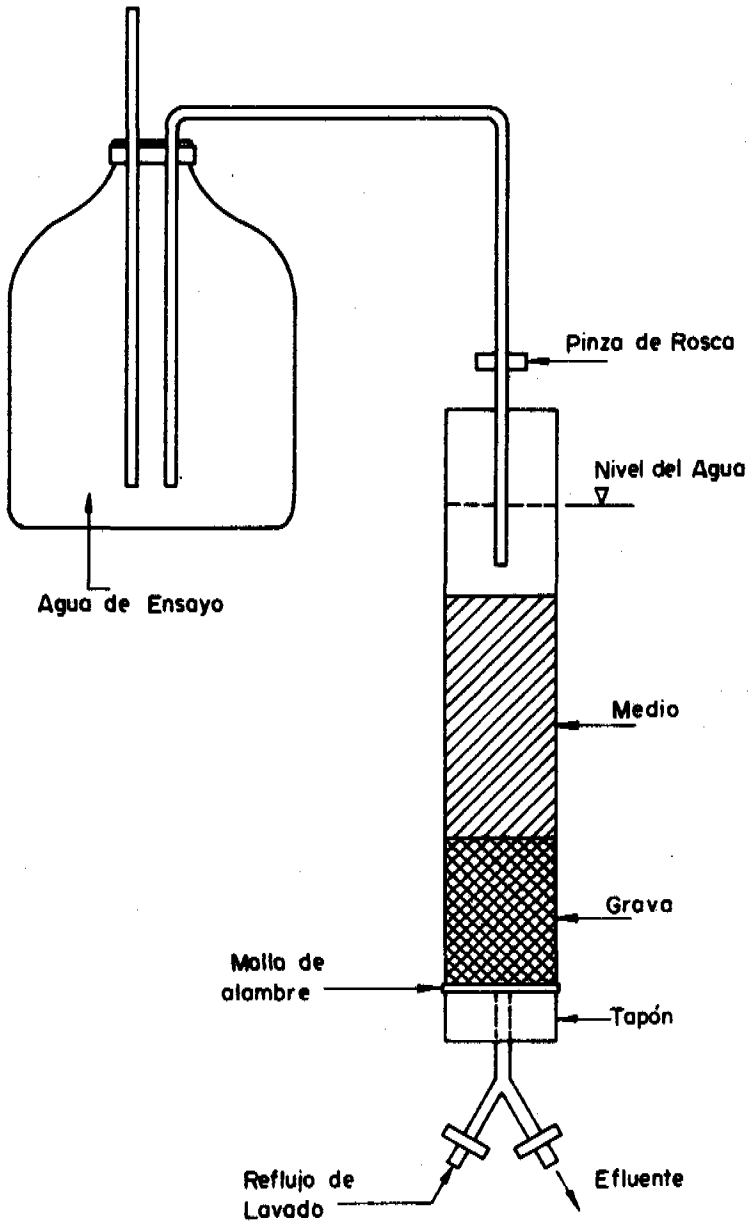
- c) Sulfato de sodio, para proporcionar 100 mg de ion sulfato por mililitro.
 - d) Cloruro de sodio, para proporcionar 100 mg de ion cloruro por mililitro.
 - e) Sales de potasio, calcio, magnesio, etc.
5. Solución de fluoruro de sodio, 1 mg F/ml.
 6. Hidróxido de sodio, solución al 50%.
 7. Acido sulfúrico, concentrado.

Procedimiento

- Paso 1. Volcar la suspensión de material experimental dentro de la columna para que la profundidad esté algo más de 25 cms por encima del lecho de grava.
- Paso 2. Unir una fuente de agua corriente a la rama del agua de reflujo del tubo en Y y cerrar la parte superior de la columna con los accesorios del tubo de desagüe.
- Paso 3. Abrir la pinza de la rama de reflujo del tubo en Y y regular la entrada de agua corriente para proporcionar por lo menos un 50% de expansión del lecho y eliminar la arenilla.
- Paso 4. Luego de algunos minutos de reflujo, cerrar el paso del agua y desagotar la columna por la rama del efluente, hasta que el nivel del agua esté apenas por encima de la parte superior del lecho.
- Paso 5. Repetir las operaciones de reflujo y desagüe hasta eliminar toda la arenilla, y que la profundidad sea de 25 cms por encima de la grava.
 Agregar más material de ensayo si es necesario. No dejar que el nivel del agua descienda por debajo de la parte superior del lecho porque entrará aire en la columna.
- Paso 6. Llenar la botella de Mariotte con agua de ensayo. Para empezar, utilizar una solución de 10 ppm en agua corriente. Si el material de prueba parece promisorio, esta solución puede ser reemplazada con un agua natural de alto contenido de fluoruro, o el agua corriente puede aumentarse con los iones necesarios para simular esa agua.
- Paso 7. Dejar que el agua de ensayo fluya a la parte superior de la columna y regular la pinza del efluente para proporcionar una corriente de alrededor de 20 ml/min. Colectar el efluente en intervalos regulares (1 ó 2 litros) y analizar una parte alícuota de cada uno para determinar el contenido de fluoruro. Continuar esta fase hasta que no se obtenga más fluoruro.

Figura N°2 (Anexo N°1)

COLUMNA DE INTERCAMBIO IONICO DE LABORATORIO



- Paso 8. Regeneración de material de ensayo: Para las resinas sintéticas de intercambio de iones, generalmente se conoce o puede determinarse el procedimiento de regeneración por la naturaleza de la resina (forma hidróxido, forma cloruro, etc.). En caso de que no se conozca el procedimiento de regeneración, trátase de regenerar la columna enjuagándola con 100 a 200 ml de soluciones diluidas de cáustico, ácido, sales o compuestos de aluminio.
- Paso 9. Luego de cada prueba, analizar el regenerante gastado para determinar el contenido de fluoruro, con objeto de saber si con la regeneración se ha conseguido recuperar el fluoruro sorbido de la columna.
- Paso 10. Neutralizar y/o lavar la columna y probar con otro tipo de regenerante.
- Paso 11. Si un tipo de regeneración parece tener éxito, realizar otro ciclo de eliminación de fluoruro y modificar la regeneración posterior, variando los volúmenes y la concentración de la solución.
- Paso 12. Repetir todo el procedimiento hasta que se establezcan condiciones óptimas.

Una vez que se ha investigado a fondo un procedimiento de regeneración, pueden probarse modificaciones en el ciclo de eliminación, como variar la corriente de agua o ajustar el pH, hasta que se encuentren las condiciones más eficaces. Con este propósito debe usarse una forma similar a la que se ilustra en la Figura 2. Si se calcula el contenido equivalente de fluoruro del efluente durante el ciclo de eliminación, la combinación de condiciones de regeneración y de ciclo que dé el mayor volumen de agua en un equivalente específico de fluoruro (generalmente 1.0 ppm) puede considerarse óptima.

Como es evidente que el procedimiento anterior puede llevar mucho tiempo, se han probado varios otros enfoques. Uno de ellos consistió simplemente en impregnar una cantidad de material de ensayo en un determinado volumen de agua con alto contenido de fluoruro; cualquier reducción en la concentración de fluoruro era un buen indicio preliminar de la capacidad del material para sorber fluoruro. La eficacia del intercambio también mejora si se lo agita. De ahí que durante tales experimentos también se consideraran dispositivos para proporcionar una constante mezcla lenta del material con agua. Cualquier material que parecía ser promisorio durante el proceso de impregnación era finalmente evaluado por el método de columna.

ANEXO N° 2

COSTOS

1. Remoción de F con altas dosis de sulfato de aluminio. \$ 35.00 (EUA) por millón de galones aprox. \$ 0.01/m³ (año 1960). Pruebas en la planta piloto de Great Falls, Maryland.

2. Remoción de F en plantas ablandadoras que usen óxido de calcio.

Depende del contenido de magnesio presente. Si se le deben agregar sales de magnesio adicionales el costo adicional es de aproximadamente \$ 100.00 – \$ 120.00 (dólares) m.g. equivalente a \$ 0.026 – \$ 0.032 (dólares por m³).

3. Remoción de F por medio del proceso de intercambio iónico:

a) Planta de Britton, Dakota del Sur:

\$ 50.00 (dólares) por m.g. equivalente a \$ 0.013/m³.
usando como medio, carbón de hueso.

b) Bartlett, Texas:

\$ 55.00 (dólares) por m.g. equivalente a \$ 0.015/m³.
usando como medio, óxido de aluminio activado.

ANEXO N° 3

DATOS SOBRE LAS PLANTAS DE BARTLETT, TEXAS Y BRITTON, DAKOTA DEL SUR

Item	Bartlett	Britton
Capacidad*	400 gpm	300 gpm
Reducción de F	8 ppm a 0.85 ppm	6.7 ppm – 1.5 ppm
Volumen de agua/ciclo	400,000 gal.	400,000 gal.
Costo del equipo (1951)	\$ 11,350	\$ 12,245 (incluye medio)
Medio	óxido de Al activado	carbón de hueso
Costo del medio	\$ 0.20/libra	\$ 0.085/libra
Tipo de planta	Tanque de contacto	Filtro a presión
Volumen del Medio	500 pies ³	300 pies ³
Inaugurada	1952	1948
Costo de Operación	\$ 55/mg.	\$ 50/mg.
Costo ajustado del pH	\$ 25/mg.	\$ 25/mg.

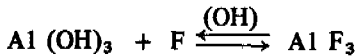
* Controlando el pH a un valor ligeramente mayor de 7.0, se aumenta la capacidad del volumen de agua tratado por ciclo al doble (aprox.), bajando el costo del tratamiento a la mitad.

ANEXO N° 4

REACCIONES QUIMICAS

1. –Método de remoción de F con altas dosis de sulfato de aluminio en plantas de tratamiento.
–Formación de un fluoruro de Al (complejo)
–Por adsorción en los flóculos.
2. –Método de remoción de F en plantas ablandadoras que usen óxido de calcio, generalmente se usa Carbonato de Magnesio (CaOMgO) (Dolomitic lime).
–Es función del contenido de magnesio removido.
–Formación de fluoruro de magnesio e hidróxido de sodio (metatesis).
–El fluoruro de Mg se adhiere al magnesio formando un oxifluoruro.
3. –Método de remoción de F por medio de intercambio iónico.

a) Oxido de aluminio activado



b) Usando carbón de hueso

Hidróxido de Apatita \rightleftharpoons flúor apatita

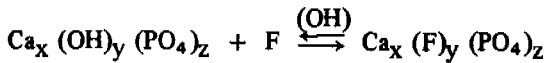
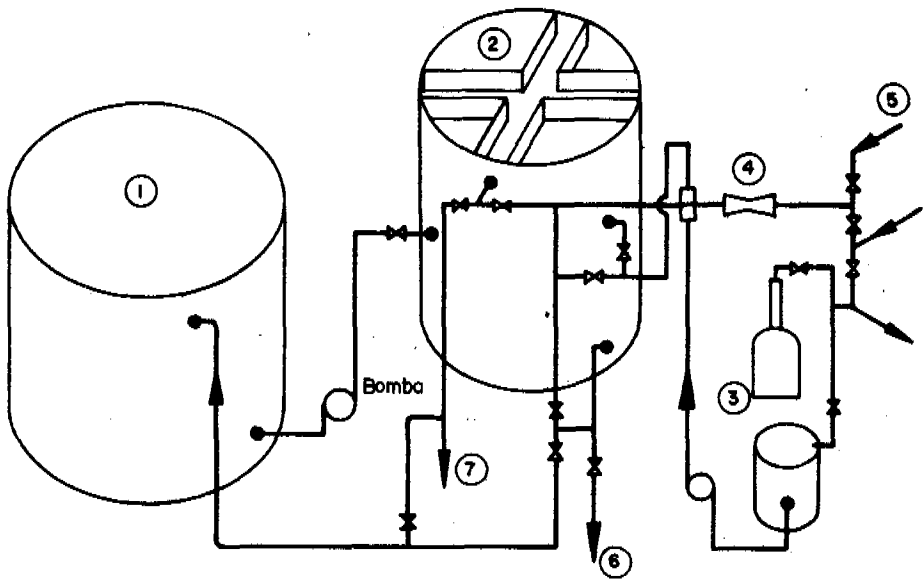


Figura N°1

PLANTA DE REMOCION DE FLUORURO, BARTLETT, TEXAS

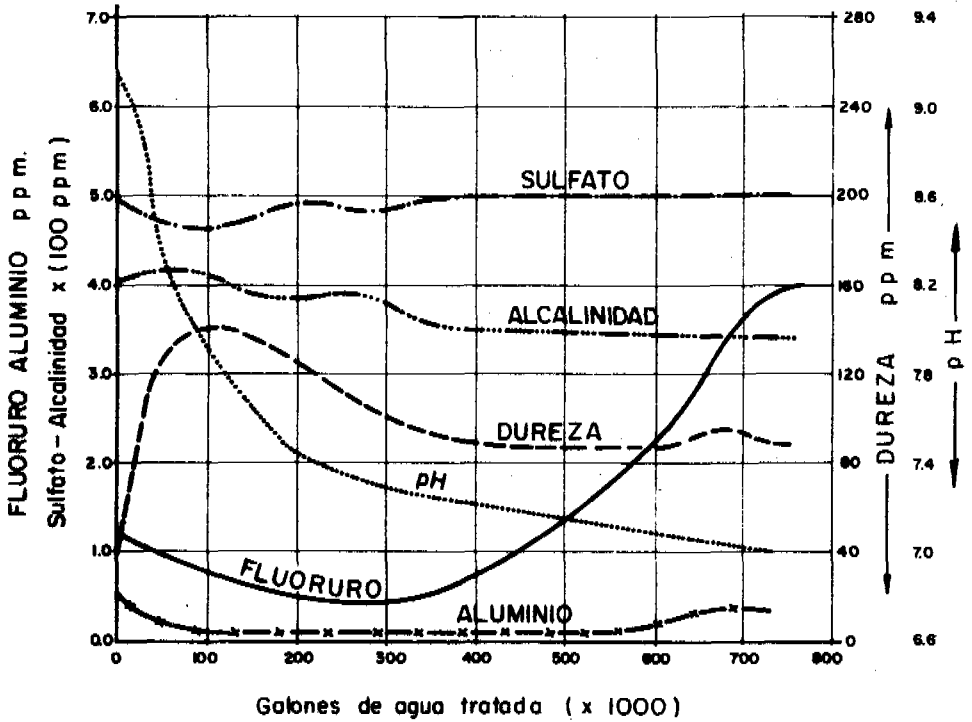


- 1._ Tanque de cáustico
- 2._ Tanque de contacto por gravedad
- 3._ Sistema de dilución y dosificación de ácido
- 4._ Medición de caudal
- 5._ Entrada de agua cruda
- 6._ Efluente
- 7._ Desperdicio

GRAFICO N° 1

PLANTA DE BARTLETT, TEXAS

CICLO TÍPICO DE REMOCION DE FLUORURO Y VARIACION DE OTROS IONES



EL CONTENIDO DE FLUORURO VARIA DURANTE EL CICLO, PERO EL PROMEDIO ES DE 1.00 mg/l QUE ES LA CONCENTRACION OPTIMA

BIBLIOGRAFIA

1. International Standards for Drinking Water. World Health Organization, 3rd edition 1971.
2. Fluoride Drinking Waters – U. S. Dept. of Health, Education, and Welfare. Public Health Service Publication No. 825. 1962.
3. Remoción del Fluoruro y Arsénico del Agua Potable. Ervin Bellack, químico, Oficina de Calidad e Higiene del Agua Potable, Agencia de Protección Ambiental de E. U. A. Consultor de la OPS/OMS.
4. Methods of Removing Fluorides from Water. F. J. Maier.
5. Partial Defluoridation of Water. F. J. Maier – Public Works, November 1960.
6. Water Fluoridation – F. J. McClure. U. S. Department of Health, Education, and Welfare. 1970.
7. El Problema Sanitario de las Aguas Destinadas a la Bebida Humana, con Contenidos Elevados de Arsénico, Vanadio y Flúor. D. R. A. Trelley, Lic. A. Larghi, Lic. J. P. Páez. Universidad de Buenos Aires. Instituto de Ingeniería Sanitaria. Publicación No. 4. 1970.
8. Partial Defluoridation of a Community Water Supply and Dental Fluorosis. H. S. Horowitz. F. J. Maier, F. E. Law. Public Health Reports, Vol. 82, No. 11. November 1962.

DISCUSION

PRESENTACION ESPECIAL

1. Se comentó que la mejor solución para no tener que defluorurar el agua era evitar el uso de fuentes con alto contenido de fluoruros. Por otra parte, debe observarse que los fluoruros son productos de desecho en la fabricación de algunos fertilizantes, lo que constituye un peligro potencial para las plantas y fuentes de abastecimiento de agua de las regiones aledañas a dichas fábricas. Existe inclusive la posibilidad de envenenar al ganado con la contaminación atmosférica que se produce alrededor de las mismas. En ciertos casos se ha presentado también contaminación de las fuentes de agua subterránea.

La recuperación de los fluoruros en las plantas con abonos altamente fosfatados es, por otra parte, posible. La Organización Panamericana de la Salud tiene proyectado realizar algunos estudios al respecto, aunque sea en forma preliminar, en América Latina. Existen por lo menos tres países donde hay posibilidad de hacer este tipo de estudios: México, Venezuela y Brasil. Los fluoruros tienen múltiples usos industriales y su utilización en el agua potable es secundaria. Estos países tienen bastantes depósitos de fosforita y la producción va en aumento, por lo tanto les conviene recuperar los fluoruros.

2. Se comentó luego que en una amplia zona de Argentina la única fuente de abastecimiento disponible es agua subterránea con alto contenido de flúor, que alcanza un promedio de 5 a 8 ppm.

El Servicio Nacional de Agua Potable (SNAP) de Argentina, sirve a las comunidades rurales, donde los problemas de operación son bastante críticos. El método adoptado es usar hueso molido, o sea fosfato tricálcico, y existen entre 18 a 20 plantas en operación. Los límites de flúor son iguales a los obtenidos en los ensayos realizados en una planta piloto que trabajaba aproximadamente con 500 lt/hora. Las plantas instaladas sirven a poblaciones de aproximadamente 1500 habitantes, con consumos diarios en el orden de 200 a 300 m³.

3. En seguida se comentó que en 1969 se hizo, en los Estados Unidos, una investigación sobre la calidad del agua producida por aproximadamente 1000 abastecimientos, encontrándose que el flúor era, después del hierro y el manganeso, el componente mineral que con más frecuencia violaba las normas de calidad. El estudio mencionado demostró que muy pocas de las plantas que efectuaban remoción de flúor funcionaban correctamente. Por ejemplo, en Texas no se está usando la tecnología desarrollada por la Agencia de los Estados Unidos para Protección del Ambiente (U. S. Environmental Protection Agency—EPA) y, por lo tanto, es conveniente continuar haciendo investigación aplicada

sobre este tema, para desarrollar métodos de remoción de flúor más baratos, simples y adaptables a comunidades pequeñas.

En la EPA ha habido mucha controversia sobre si es necesario cambiar los estándares para flúor — no tanto con respecto al contenido óptimo sino con referencia al límite máximo. Estudios realizados en California han mostrado que es tolerable la rata de fluorosis que se ha presentado con el doble de la dosis óptima. También en EPA ha habido controversia sobre el límite de arsénico, que se quiere subir de 0.05 a 0.1. En la parte oeste de Estados Unidos, que tiene muchos lagos secos, no existen otras fuentes de agua que aquellas que contienen arsénico. La EPA está recibiendo presiones para que incremente el límite máximo de arsénico permitido en el agua potable, disminuyendo el margen de seguridad que se había fijado anteriormente. Sería conveniente intercambiar experiencias entre Estados Unidos, Chile y Argentina, países que tienen el mismo problema, para saber si ha habido algún cambio en la rata de producción de cáncer de la piel u otros inconvenientes acarreados por el arsénico y qué normas tienen dichos países con respecto al contenido de esta substancia en el agua de consumo.

4. Otro de los participantes llamó la atención al hecho de que en algunos países se produce cal dolomítica en abundante cantidad, la que podía aplicarse a la remoción del flúor. Las plantas que usan fosfato tricálcico, ya sea en forma de hueso molido o cenizas de hueso, tienen serias complicaciones en la regeneración y aplicación de la acidificación posterior que puede afectar las tuberías de distinto tipo. Esto se puede mejorar cambiando el ácido sulfúrico por CO_2 , pero tampoco se soluciona del todo el problema y las plantas siguen siendo difíciles y caras de operar. En Uruguay, en la población de Fraile Muerto, se encontraron en 1948 concentraciones de flúor de hasta 6 ppm, y no era posible buscar otras fuentes por no ser económicamente factible hacerlo.
5. Se hizo mención luego de que el sulfato de aluminio podía eliminar el flúor. Se citó al respecto la experiencia habida en la planta de tratamiento de Asunción, en donde desde hace 10 años se está agregando flúor al agua que se suministra a la ciudad. La cantidad óptima de flúor recomendada es de 1.0 ppm. El agua cruda del río Paraguay tiene un contenido de 0.3 a 0.5 ppm de flúor y, si bien no se han hecho determinaciones para conocer qué porcentaje de esta cantidad permanece después de la coagulación del agua, lo cierto es que se ha hallado que el contenido de flúor en el agua filtrada, después de hecha la fluoruración, disminuyó ostensiblemente. No se pudo conocer en forma exacta el grado de disminución, por cuanto se estaba utilizando el método de Alizarín Sulfónico para las determinaciones, que no es muy preciso a bajas concentraciones. De todas maneras hubo remoción de flúor en el agua coagulada.
6. Por último se hizo un comentario sobre el problema de la ciudad de Antofagasta, que cuenta con 150,000 habitantes, y que durante 15 años se ha abastecido con un agua cuyo contenido de arsénico oscila entre 1 y 2 mg/lit, lo que indudablemente ha afectado la salud de los pobladores. Actualmente la ciudad cuenta con una planta que disminuye el contenido de arsénico hasta valores cercanos a 0.2 mg/lit o menos, empleando métodos convencionales.

MESA REDONDA

MESA REDONDA

Introducción.

Los organizadores del Simposio decidieron realizar el último día de sesiones una mesa redonda, con el objeto de discutir una serie de temas que no habían sido tratados durante las sesiones anteriores y, asimismo, de estudiar algún tipo de recomendación con respecto a las acciones que deberían tomarse para implementar algunas de las ideas discutidas durante el certamen.

La discusión se organizó en dos partes. En la primera se contestaron diez preguntas, que fueron una síntesis de las muchas presentadas a la mesa, y en la segunda se discutieron recomendaciones de tipo general. En esta segunda parte se presentaron las conclusiones del Simposio a la consideración de los participantes.

Primera parte

I. ¿Cómo se puede preparar turbiedad artificial para realizar experiencias en plantas piloto ?

Dr. E. Singley

Existen muchas formas de preparar turbiedad para el estudio en plantas piloto . Cuando se investigan plantas de tratamiento y se está interesado en su diseño, el agua que se emplee en la planta piloto debe ser la misma que la que se va a usar en el prototipo. En este caso no habría interés en preparar turbiedad artificial. La pregunta, por tanto, se refiere más apropiadamente al caso en el cual, en el estudio piloto, se están buscando una serie de relaciones científicas; y este punto nos concierne con frecuencia en los estudios académicos. Es difícil preparar pequeñas cantidades de agua de cierta turbiedad. No sé si nosotros hayamos experimentado con algo que sea aceptable para ustedes, pero en los Estados Unidos es frecuente encontrar diferentes tipos de arcillas bien caracterizadas, que pueden ser suspendidas o redisueltas con una mezcla rápida, se pueden luego dejar sedimentar por cierto período de tiempo, un día o dos, y utilizar el sobrenadante. En la coagulación, por ejemplo, generalmente uno está interesado en las partículas que no sedimentan, para las cuales la decantación no es el proceso adecuado de remoción. No sé si esta sea una respuesta conveniente pero por lo menos da una idea general del asunto.

Dr. G. Robeck

El sistema que utilizamos en el Laboratorio de Investigaciones de Cincinnati es el descrito por el Dr. Singley. Tenemos dos tipos de plantas y en ellas trabajamos con arcillas clasificadas, las que colocamos en un tanque de 100 galones, mezclamos con agua y dejamos sedimentar; luego tomamos el sobrenadante y caracterizamos la suspensión obte-

nida. Cuando deseamos efectuar estudios prácticos, obtenemos agua del río y extrapolamos la información obtenida al prototipo.

Dr. G. Rivas

Aun cuando la pregunta especifica claramente que se refiere a plantas piloto, la impresión que tengo es que debiera haberse referido también al caso de plantas a escala de laboratorio. En este sentido sería interesante estudiar un poco las posibilidades en cuanto a la preparación de turbiedad artificial. Creo que si se trata de experimentos a escala de laboratorio, sería posible, para la pequeña relación de gastos que se necesita, utilizar simplemente el agua cruda que va a ser tratada pues los caudales son muy pequeños. Cuando se trabaja con plantas piloto se pueden considerar dos posibilidades: la que hemos utilizado nosotros, cuando eso no constituye un problema muy difícil, es tratar de instalar la planta piloto en un sitio donde se puede hacerla trabajar con agua cruda. La otra es usar arcillas de la región, que presumiblemente están produciendo la turbiedad, y proceder en la forma descrita por los doctores Robeck y Singley.

Ing. J. Arboleda

Una de las mejores arcillas que se puede utilizar cuando no se quiere reproducir determinadas características del agua, es la empleada en la fabricación de ladrillo. El Dr. Rivas Mijares debe recordar que en la Universidad Central de Venezuela, para producir turbiedades artificiales el procedimiento utilizado era obtener de un galpón las piezas que se les dañaban y que por ello no habían sido cocidas, llevarlas al laboratorio y disolverlas en agua. El sobrenadante se sacaba y se utilizaba para producir turbiedad. Esta es una forma criolla de hacer lo mismo que los doctores Singley y Robeck describían hace un momento.

Dr. D. Miller

Solamente quiero hacer un breve comentario puesto que veo que hay varias preguntas dirigidas a mí. Simplemente quería decir que nunca he usado agua sintética o turbiedad artificial en un experimento con planta piloto.

No creo que estos trabajos sean útiles. Si lo que se va a hacer son investigaciones con pruebas de jarras, se puede hacer una preparación suficientemente grande de agua sintética, que tenga una calidad constante; siempre y cuando se haga a continuación pruebas con el agua que va a ser tratada.

Lo que debe recordarse es que después de terminados los ensayos con turbiedad artificial, hay que encontrar cómo se aplica esto al caso práctico.

Dr. G. Robeck

En los Estados Unidos estuvimos preocupados con el problema de la penetración de virus a través de plantas de tratamiento convencionales y algunos de nuestros investigadores encontraron que habían virus en algunas plantas de Nueva Inglaterra. Estábamos interesados en correlacionar la turbiedad y la contaminación viral en condiciones reales. Admito que tuvimos bastantes dificultades para realizarlo. Estamos pensando seriamente en utilizar heces de personas que tengan alguna enfermedad viral y mezclarlas con otros tipos de partículas frecuentemente existentes en el agua, tales como arcillas, residuos orgánicos, etc. Esto es dificultoso debido a que no es fácil obtener suficiente número de virus incorporados dentro de la muestra, pero aun así el examen de laboratorio es posible. La verdadera cuestión en este caso es ¿cuánta turbiedad podemos permitir en el agua filtrada sin que interfiera con la desinfección o con la ozonificación, como se propone ahora? Pensamos insistir en un límite máximo de una unidad de turbiedad, pero estamos recibiendo mucha presión por parte de las empresas de agua, particularmente de aquellas que tienen embalses. Buscamos evidencia científica para demostrar que la razón nos asiste en este punto.

Ing. Gastón Mendoza

Estamos personalmente interesados en el problema de producción de turbiedad artificial porque en la Universidad (Universidad Nacional Autónoma de México – UNAM) estamos investigando un floculador hidráulico, que no es una planta piloto sino una planta a escala prototipo de 5 lt/seg. No pretendemos probar su funcionamiento para un sitio conocido. En nuestro caso queremos estudiar esta unidad para comprobar su eficiencia en el proceso de coagulación. Ya hemos publicado un informe preliminar que incluye nuestras experiencias con respecto a su funcionamiento hidráulico. La instalación se encuentra ahora en la Ciudad Universitaria de México y podemos aprovechar el agua potable que se encuentra cerca pero, como la unidad trabaja en forma constante, los volúmenes requeridos son muy altos. La preparación de turbiedad se ha convertido, por lo tanto, en nuestro problema principal. Hemos hecho pruebas con agua destilada como recomiendan varios autores, entre ellos el profesor Langelier, preparando turbiedad artificial con diversas arcillas a fin de obtener una suspensión coloidal estable, pero este procedimiento no lo podemos efectuar en gran escala. Como el calcio y el magnesio son cationes bivalentes, reaccionan como las arcillas según su capacidad de cambio y sedimentan, lo que impide que se puedan preparar suspensiones estables cuando se usan aguas no destiladas. Hemos usado, aparentemente con cierta ventaja, pequeñas dosis de hexametáfosfato de sodio, pero la turbiedad de todas maneras no dura. Me gustaría oír sugerencias al respecto.

Ing. Mario Carcedo

En los Estados Unidos se realizó una experiencia muy interesante (en este momento no recuerdo los nombres de los autores) con una planta piloto, recolectando durante dos años agua de la fuente de abastecimiento que se iba a usar, concentrándola y diluyéndola

en el momento en que se realizaban los ensayos en el laboratorio. En esta forma trataron de realizar en un corto período de tiempo, experiencias que en una planta con agua natural hubieran tardado dos años. Este es un procedimiento muy interesante, pero tiene el inconveniente (y en esto me declaro de acuerdo con el Dr. Miller) de que los aspectos bacteriológicos no pueden reproducirse.

En la población de El Dorado, Formosa (Argentina), se resolvió el problema haciendo una planta piloto directamente en el lugar y operándola para el servicio de las necesidades más urgentes de la población. O sea que la planta piloto se financiaba por sí misma y servía para realizar las experiencias para la planta definitiva.

II. ¿Cuáles son las velocidades usuales con que pueden trabajar los clarificadores de manto de lodos? ¿Se puede fijar un límite máximo a la velocidad ascensional?

Dr. D. Miller

No existe una respuesta única para esta pregunta, ya que depende de la calidad del agua cruda que se utilice en la planta de tratamiento. Las velocidades usuales para clarificadores de flujo ascendente en el Reino Unido, dependen de las propiedades del agua de abastecimiento, particularmente de si ésta contiene turbiedad y color que estén a aproximadamente los niveles normales o si, en cambio, es un agua sólo con alto contenido de color y poca cantidad de sólidos suspendidos, problema que tenemos frecuentemente. Si éste es el caso, las velocidades ascensionales que se usan con propósitos de diseño, son del orden de 0.35 mm/seg, medida como la velocidad vertical ascensional que se encuentra tomando toda el área transversal del tanque. En cambio, cuando existe un agua que tiene poco color y mayor proporción de turbiedad, la velocidad de diseño puede incrementarse hasta el doble de este valor, aproximadamente 0.7 mm/seg. En algunas instalaciones que operan con aguas de río, particularmente cuando dichas aguas son extraídas directamente sin almacenaje previo, se puede llegar a velocidades ascensionales de hasta 1 mm/seg. Este dato se ha tomado de tres o cuatro plantas que han venido trabajando por muchos años. En el laboratorio, usando agua del río Támesis, hemos podido obtener velocidades de hasta 1.75 mm/seg en clarificadores piloto de 3 m de diámetro, donde podemos conseguir condiciones hidráulicas muy buenas que eventualmente esperamos obtener en prototipo y utilizando solo sulfato de aluminio. Esta es una velocidad relativamente alta, sin embargo la hemos podido mantener sin alteraciones en el manto de lodos.

Dr. J. Cleasby

Como todos ustedes deben conocer, en Estados Unidos la práctica es diferente que en Europa con respecto a unidades de manto de lodos. En nuestros clarificadores de manto de lodos existe una zona central de mezcla, recirculada por mezcladores de turbina, y el flujo pasa hacia una zona de sedimentación en donde no necesariamente existe manto

de lodos. El valor ordinario usado en los Estados Unidos para este tipo de reactores es de 1 gpm/p². Cuando se emplean para ablandamiento se usan valores 1.5 a 1.8 gpm/p². Me doy cuenta que en Sudamérica no se hace ablandamiento; pero la razón por la cual doy este valor es para enfatizar el hecho de que los valores de diseño deben condicionarse a la calidad de sólidos que se van a separar.

Ing. J. Ramos

Quisiera dar ahora algunos valores sobre las velocidades ascensionales que estuvimos utilizando en forma experimental, tanto en la planta piloto como en los prototipos, en Lima, Perú. En la zona de manto de lodos, esto es, entre las placas del fondo y la cresta del vertedero de salida de los lodos, la velocidad ascensional en los clarificadores de la planta de tratamiento de la Atarjea, es de 1.21 mm/seg para un flujo total de 7.5 m³/seg. Tal como explicara en el trabajo presentado en este Simposio, la preocupación era poder aumentar esta velocidad para que la planta pudiera trabajar con un flujo de 10 m²/seg. Esto significaba llegar a una velocidad ascensional de 1.62 mm/seg en la zona del manto de lodos, lo que se pudo lograr sin deterioro de la calidad del agua sedimentada.

Dr. Derek Miller

Creo que con los pulsadores existe la dificultad de poder calcular cuál es la velocidad equivalente si se trabaja con otras unidades, por cuanto dicha velocidad está constantemente incrementando y disminuyendo. Por lo tanto, si se desea comparar la unidad pulsante con otras, habría que obtener una velocidad promedio, ya que la velocidad máxima se alcanza sólo por un corto tiempo, y luego empieza a decrecer. En estas condiciones, es muy difícil comparar la rata de flujo en tanques de este tipo con la de otro en donde la velocidad es siempre constante. La razón para usar un flujo pulsante es que con él se puede conseguir una buena distribución del agua en el fondo plano del tanque, lo que hace las estructuras más económicas, sin que el floc se acumule en las zonas de baja velocidad.

Ing. J. M. de Azevedo Netto

Mi opinión al respecto es la siguiente: La velocidad usual depende de: 1) calidad del agua, 2) calidad y dureza del floc, 3) tipo de clarificador. Existen varios tipos y para cada uno de ellos se puede recomendar una velocidad máxima aceptable. En Brasil los límites son de 1.2 mm/seg (límite superior).

Ing. Rodolfo Estefanel

Quisiera preguntar a la mesa si existe información disponible con respecto al efecto del diámetro de un clarificador sobre la velocidad máxima admisible. Es decir que, si para determinado tipo de agua, el hecho de que un clarificador sea de, digamos 20 o 40 m de diámetro, determina una menor velocidad ascendente admisible.

Dr. Derek Miller

Es indudablemente cierto que, en la práctica, el tamaño de un clarificador puede influenciar la rata de flujo ascendente aceptable. Nuestros trabajos en el Instituto de Investigaciones sobre el Agua, han demostrado que si el diseño hidráulico es bueno, el manto de lodos no impondría por sí mismo ninguna restricción a la rata de flujo ascendente. En otras palabras el manto de lodos no debe ser afectado por el tamaño del tanque cuando éste tiene más de 6" o 9" de diámetro, si el diseño hidráulico es correcto. El problema radica en que cuando se tiene un tanque de gran diámetro, es mucho más difícil mantener un funcionamiento hidráulico adecuado que en uno de menor diámetro, y este factor influencia su comportamiento. Esto, por ejemplo, limita el tamaño de los tanques de fondos tronco—piramidales a 30 pies de lado, es decir 10×10 m. Por lo tanto, resulta más económico construir varias de estas unidades que una sola más grande. Al hacer comparaciones de costo se ha demostrado que con frecuencia, para instalaciones de tamaño pequeño o mediano, el costo de varios tanques es comparable con el de un número menor de tanques de mayor diámetro o lado. Se aplica aquí el mismo criterio que en el caso de la filtración en donde cuanto menor número de unidades se tenga, más difícil resulta la operación y más inflexible el sistema.

Ing. Jorge Arboleda

Resumiendo los criterios expresados por los diferentes ingenieros, podríamos clasificar las aguas, desde el punto de la velocidad con la cual pueden ser tratadas en clarificadores de mantos de lodos, en tres clases: 1) aguas con alto color y baja turbiedad con las que podrían utilizarse velocidades de 0.4 mm/seg (2.4 cm/minuto), 2) aguas de bajo color y alta turbiedad que podrían alcanzar velocidades de 0.7 mm/seg (4.2 cm/minuto) y 3) aguas con muy buenas características en las cuales existe turbiedad pesada que sedimenta rápidamente, las que podrían llegar a velocidades entre 1 mm/seg (6 cm/min) y 1.75 mm/seg (10 cm/min). Se dijo también que para tanques tronco—piramidales existe un límite de tamaño de 10 m de lado, por cuanto es difícil mantener una distribución aceptable del flujo en unidades más grandes.

III. ¿En qué casos sería recomendable el uso de unidades de contacto con sólidos?

Dr. Derek Miller

Creo que podemos responder rápidamente esta pregunta para dar oportunidad a que los demás miembros del panel puedan responder otras.

Los clarificadores de manto de lodos pueden ser usados para la mayoría de las aguas cuando exista operación continua de la planta. El punto mencionado por el Ing. Arboleda sobre uso intermitente es importante, por cuanto estas unidades no deben utili-

zarse cuando la operación es discontinua. Sin embargo, conozco por lo menos dos plantas de tratamiento que están operando intermitentemente y dando buenos resultados, aunque no considero que esto sea completamente satisfactorio. Yo no usaría reactores de manto de lodos en aguas en las cuales existe un alto contenido de sólidos suspendidos en algunas épocas del año y en otras baja concentración de ellos; por cuanto en estas condiciones se suelen presentar problemas en sostener el manto de lodos. En tales casos, el sedimentador de flujo horizontal o el sistema de filtración ascendente y descendente pueden ofrecer una mejor solución.

Ing. G. Rivas Mijares

Complementando la contestación del Dr. Miller, diría que en estas unidades de contacto con sólidos es posiblemente más recomendable (y en cierta medida este punto está relacionado con la pregunta anterior) condicionar su selección a la calidad del flóculo que se puede producir. Cuando mejor funcionan es cuando se hace ablandamiento. En cambio, cuando el agua es muy clara, a menos que se utilice alguna forma de producción de turbiedad artificial, no sería recomendable el uso de estas unidades.

Ing. Héctor Pulido

Creo que en el uso de estos tanques de flujo ascendente hay una limitación muy importante y es su falta de flexibilidad cuando se los quiere operar con mayores capacidades. Poblaciones que no están económicamente capacitadas para hacer un ensanche de un momento a otro pueden verse enfrentadas al problema de tener que iniciar la construcción de una nueva planta, sin que puedan incrementar la capacidad de la que tienen; como se está haciendo hoy en día, por ejemplo, aquí mismo en Asunción, donde la capacidad de producción se va a duplicar con pequeñas reformas que se están efectuando en el sistema.

Dr. Derek Miller

Me permito aclarar, en defensa de los clarificadores de manto de lodos, que tal vez no fui muy claro en la primera respuesta, pues no puse énfasis en el hecho de que en el Reino Unido este tipo de unidades son las únicas que se usan cuando se necesita el proceso de sedimentación. En otras palabras, conozco muy pocos tanques sedimentadores horizontales en el Reino Unido, tal vez uno o dos, pero muy antiguos y mal diseñados y actualmente no están en uso. Por lo tanto, estas unidades pueden utilizarse en una amplia gama de calidades de agua cruda, desde agua con cantidades razonables de sólidos suspendidos y aun color (siempre y cuando se restrinjan las velocidades ascensionales) hasta el caso de agua con turbiedades intermedias en la que se hace ablandamiento. No quiero dejar la impresión de que para emplear estas unidades es necesario tener condiciones similares a las del ablandamiento o verse forzado a utilizar sílice activada o polielectrolitos. Muchos cientos de estas plantas de tratamiento están trabajando con sulfato de aluminio solo o con algún coagulante férrico, sin ayuda de precoagulantes.

La otra objeción que se ha hecho, y que se refiere a la restricción que estas unidades ofrecen al aumento de su capacidad, es válida; por cuanto la máxima capacidad con que pueden trabajar los reactores de contacto con sólidos está determinada por la habilidad que tenga el manto para soportar el flujo de diseño. En el trabajo que presenté, expliqué que estamos estudiando métodos para mejorar el diseño hidráulico para permitir el uso de una rata de flujo más alta. Me atrevería a decir que estos métodos pueden compararse con los sistemas que se están usando para incrementar la capacidad en los sedimentadores de flujo horizontal, tales como placas inclinadas o módulos tubulares. Quisiera agregar, además, que repetidas veces hemos modificado unidades existentes para incrementar su capacidad y, a medida que esta tecnología se desarrolle, los métodos mejorarán también, limitados claro está por la capacidad máxima que pueden transportar los canales y tuberías de la planta, lo que también se aplica a cualquier tipo de ensanche que se quiera hacer.

Un punto que no ha sido mencionado, y que tal vez no esté incluido en la pregunta pero que vale la pena considerar, es el caso en que se tenga que utilizar un flujo variable en la planta de tratamiento. En todo proceso químico es mejor restringir las variaciones de flujo, pero existen reactores de contactos con sólidos que están trabajando a velocidades variables y, siempre y cuando estos cambios de flujos se realicen lentamente en un período de tiempo razonable, el sistema puede responder a los cambios sin mayor dificultad. En tales casos la remoción de fangos debe ser del tipo descrito en el trabajo que presenté anteriormente, con vertedero de excesos para los lodos, a fin de conservar su nivel constante cualquiera sea el flujo con que operen.

Ing. Jorge Arboleda

Resumiendo la discusión anterior podemos decir que los sistemas de manto de lodos son recomendables en los siguientes casos: 1) para ablandamiento; 2) para remoción de turbiedad cuando a) la operación del sistema es continuo, b) la concentración de sólidos en el agua cruda no varía mucho durante el año y, c) es siempre suficiente para que se pueda conservar el manto en suspensión. Asimismo, podemos decir que estas unidades no son recomendables cuando el agua cruda tiene muy baja concentración de sólidos durante todo el año, a no ser que se provea de un método para producir turbiedad artificial.

Por último se dijo también que su capacidad puede ser aumentada con una operación cuidadosa y/o reformas en el diseño hidráulico.

IV. ¿Qué posibilidad hay de trabajar con lechos incipientemente fluidificados como sistema de prefiltración?

Dr. J. Cleasby

Primero que todo quisiera estar seguro de que entiendo la pregunta. Supongo que quien la hizo está pensando en usar lechos fluidificados como un sistema de floculación. La superficie de los granos de un lecho fluidificado tiende a acelerar las reacciones químicas que se quieren realizar. Sé que esto se ha ensayado en algunos casos y quizás algunos otros participantes del panel puedan dar mayor información al respecto. Considero que este sistema tiene posibilidades, siempre y cuando se lo use en combinación con el proceso de filtración, para remover los sólidos coagulados que proceden del lecho fluidificado.

Prof. J. M. de Azevedo Netto

No he entendido bien la pregunta. Podríase interpretar los lechos incipientemente fluidificados como los filtros de flujo ascendente del tipo ruso, los que constituyen un método muy bueno de prefiltración. Hay que aclarar que el filtro ruso tiene la coagulación dentro del lecho beneficiándose con la presencia de los granos de arena. Hoy día hay ya bastantes experiencias con este sistema en algunos países, inclusive en Argentina, muy cerca de aquí, en la provincia de Formosa.

Prof. G. Rivas Mijares

Voy a comenzar diciendo que entiendo perfectamente la pregunta por cuanto fui yo quien la hizo. La razón por la cual la hice es porque he comenzado a trabajar en este campo y quería saber cuál es la opinión al respecto de un grupo tan destacado como el aquí presente. La idea se me ocurrió cuando con el Prof. Azevedo Netto asistimos a un curso en Rusia y tuvimos la oportunidad de observar los filtros de flujo ascendente. Una de las limitaciones de este tipo de filtros está en la máxima velocidad con la cual pueden trabajar sin fluidizarse. Esta fluidización es incipiente en la capa superior, cuando se usa un lecho convencional de grano fino a grano grueso. Con la tendencia moderna a incrementar las ratas de flujo, el proceso de filtración ascendente queda bastante restringido. Por eso he pensado en la posibilidad de permitir la fluidización de las capas superiores del lecho filtrante e investigar cuáles son las velocidades a las que esto ocurre y cuál es la deterioración de la calidad del agua filtrada producida en tales condiciones. He pensado en cambiar no tanto la granulometría del lecho filtrante, sino su uniformidad y emplear diferentes alturas de capas de arena para investigar los resultados. Hasta ahora no he podido terminar el trabajo pero los experimentos iniciales son bastantes alentadores.

En Rusia no pudimos obtener información sobre cuál es la razón para usar capas de arena tan profundas, de hasta 1.5 m. La razón puede ser la de que estas profundidades evitan o retardan la fluidización incipiente del manto de arena.

Dr. Derek Miller

En el trabajo que nosotros hemos estado haciendo con filtros de flujo ascendente hemos utilizado unidades Immedium, de diseño holandés, que tienen una malla en la superficie del lecho filtrante para evitar la fluidificación de las capas superiores del mismo. También hemos estado experimentando más recientemente con una unidad no propiamente construida en Rusia, pero con diseño ruso, en la cual parte del flujo del filtro se deriva de la mitad superior del lecho filtrante, con el objeto de evitar la fluidificación. Si se ajustan los flujos correctamente, especialmente la proporción que proviene de la sección superior del lecho filtrante, puede llegar a trabajar con una amplia variedad de condiciones, sin que se produzca la fluidificación de las capas superiores del lecho filtrante.

La idea de usar un lecho fluidificado para la primera etapa del tratamiento diría que es muy probable que dé buen resultado, aunque no he tenido tiempo de pensar sobre este punto. El problema que parece puede presentarse es que, si se trabaja con un lecho incipientemente fluidificado, lo que se presenta cíclicamente en todo sistema de filtración ascendente, la remoción de turbiedad va a ser bastante pobre y quizás sea mejor tener un lecho de material grueso en la etapa de flujo ascendente para obtener mejor control sobre la remoción de turbiedad, sin las eventualidades que puede presentar el lecho fluidificado, en donde el desprendimiento de material floculado es incontrolable.

Debe considerarse que si se usa un material demasiado grueso en la etapa de flujo ascendente para limitar la eficiencia de la filtración, ya que se trata solamente de un prefiltro, es necesario usar altas velocidades para el lavado del lecho. Es posible, y nosotros hemos hecho experimentos limitados al respecto, usar un material grueso de baja densidad, que permita filtrar con altas velocidades, pero que pueda ser lavado con un flujo similar al que se usa en filtros de arena con granos de menor tamaño.

Con respecto a la profundidad de los lechos filtrantes en este tipo de unidades, quisiera aclarar que se puede usar en ellas una mayor altura, por cuanto no se pueden trabajar bajo presión y la pérdida de carga no es importante en este caso, porque no se tiene que usar una carga demasiado profunda como en los filtros descendentes. Por otro lado, si se usa un lecho filtrante profundo, se puede conseguir una alta eficiencia en la remoción, pues se obtiene una gradación de grueso a fino bastante conveniente.

Ing. J. Arboleda

Como resumen de la discusión anterior podemos decir que puede ser útil el estudio que se realice sobre lechos incipientemente fluidificados que trabajarían con flujo ascendente. Sin embargo se ha hecho la observación de que puede ser difícil el trabajar con una unidad en la cual no se va a tener control sobre la turbiedad del efluente. Se ha aclarado también que la profundidad grande de los filtros de tipo ruso que alcanza 1.5 m., se usa para evitar la fluidificación de las capas superiores y que esto también, en ocasiones, per-

mite que se puedan diseñar cajas de filtro no muy profundas, debido a que no se necesita una alta presión sobre el lecho filtrante para que pueda trabajar.

V. ¿Qué otros materiales pueden usarse para filtración en lechos múltiples fuera de arena, antracita y granate?

Prof. J. M. de Azevedo Netto

Con respecto a materiales para la filtración no hay límites, pues existe una gran variedad de ellos que se pueden investigar y utilizar. Fuera de la arena, antracita y granate, en Brasil estamos empleando la ilmenita, material pesado, la magnetita, también pesado, y estamos realizando investigaciones con arena de plástico y con arcilla expandida. Estos dos últimos son materiales más livianos.

Ing. E. G. Wagner

Quisiera hacer un comentario sobre una experiencia que tuvimos en la planta de tratamiento de Guandú. Debido al hecho de que la antracita no se puede conseguir fácilmente en Brasil, ni en muchos otros países de la América Latina, instalamos dos filtros piloto, uno con la combinación de arena y antracita, común en EE. UU. y otros países, y otro con carbón bituminoso del que se usa en las acerías, el cual molimos y cernimos de acuerdo con las especificaciones corrientes sobre la materia. Admito que no hicimos un buen trabajo en lo que se refiere al control, excepto que medimos muy cuidadosamente la pérdida de material en los filtros y la remoción de turbiedad. Aplicamos la misma rata de flujo a ambas unidades. Pudimos de esta manera comprobar que los dos filtros tenían un comportamiento similar y producían los mismos resultados y no perdimos una cantidad significativa de carbón bituminoso en el filtro que contenía este material. Consideramos por esto que dicho material puede ser usado en reemplazo de la antracita y tratamos de promover más investigación sobre este tema.

Dr. F. Yáñez

Quisiera hacer un comentario respecto al uso de materiales más pesados en los lechos filtrantes, pues debe tenerse en cuenta que se necesita aproximadamente el doble de energía para lavar arena que para lavar antracita y aproximadamente el triple de energía para lavar granate, cuatro veces y media la energía para lavar magnetita y un poco más para lavar la ilmenita. Actualmente se está utilizando en los EE. UU. un medio sintético llamado Marbinol que entiendo está formado de un núcleo metálico rodeado de un polímero endurecido. No conozco mayores detalles, pero supongo que puede llegar a ser en el futuro un medio filtrante que podría considerarse.

Ing. J. Arboleda

Quisiera referirme de nuevo a los materiales bituminosos o a carbones livianos, que podrían reemplazar en algunos casos a la antracita. Entiendo que también en India se han hecho algunas experiencias al respecto que han resultado exitosas. El problema del material bituminoso es que se consume durante el lavado, y no que no produce buen filtrado; con los lavados sucesivos se va desgastando y perdiendo determinado porcentaje del lecho filtrante. Nosotros usamos uno de estos materiales en la planta de tratamiento de Cúcuta (Colombia) y encontramos pérdidas muy altas. El asunto en realidad no es tan grave si el material bituminoso es suficientemente barato, como para que se pueda pensar en reemplazarlo a medida que se vaya consumiendo. Sin embargo, creo yo, que es posible conseguir buena antracita en muchas partes de Sudamérica. Lo que pasa es que no ha habido suficiente demanda por ella y por eso los países no se han tomado el trabajo de buscarla. Al respecto, en Curitiba (Brasil) estuve viendo unas antracitas que me mostraron y que tienen la apariencia de ser duras y servibles.

Por otra parte, como una curiosidad, quiero mencionar que, en el 92° Congreso de Ingeniería Sanitaria de la AWWA celebrado en Chicago (EE. UU.), en junio de 1972, el Dr. Richard J. Frankel, profesor asociado de ingeniería ambiental del Instituto Tecnológico de Asia, presentó un trabajo muy interesante titulado "Filtración en Serie usando Medios Filtrantes Locales", en el cual describe cierto tipo de filtros usados en Tailandia, cuyo material filtrante está constituido por pelo de coco el cual se consigue en gran cantidad en la zona. Este pelo de coco parece que contiene un polímero y, colocado en una caja apropiada, puede producir un filtrado aceptable sin ayuda de coagulantes. Cuando se colmata, es reemplazado por otro, de forma que no se necesita hacer ninguna operación de lavado. El pelo de coco se conserva por más de un mes en el agua sin descomponerse ni perder sus propiedades filtrantes. Lo interesante de esta solución es lo sencilla y aplicable que resulta para comunidades rurales pequeñas.

Ing. Roberto Blume

Con respecto al problema de los medios filtrantes es indudable que la arena es un buen medio de filtración; si ahora se está buscando otros materiales es porque se desea tener la granulometría arreglada de grueso a fino dentro del filtro. En consecuencia, esto nos lleva a buscar nuevos medios filtrantes los cuales diría que deben tener las siguientes características: no ser solubles en agua, ni reaccionar con ésta o con las sustancias añadidas a ella y tener la dureza adecuada para soportar la erosión que se produce durante el lavado.

Dr. J. Cleasby

El hecho que quisiera hacer presente es que, durante el lavado, no existe colisión de

las diferentes partículas del medio filtrante, por cuanto cada grano durante el lavado está rodeado de una capa de agua que impide su contacto con otros granos y, por tanto, la abrasión debe ser un problema mínimo. En consecuencia, cuando se usa un material de densidad muy baja, por ejemplo uno de 1.4, puede haber dos posibilidades para que se pierda parte de este material: una, si se usa un lavado con aire, por cuanto pueden quedar burbujas adheridas al medio filtrante, las cuales durante el lavado pueden impulsar a las partículas hacia arriba y hacer que caigan en la canaleta del lavado; y otra es que puedan existir corrientes de alta velocidad que arrastren parte del material.

Ing. Fernández

Quisiera pedir una aclaración al Ing. Arboleda sobre cuál parte del coco es la que usan en Tahilandia como medio filtrante, si la cáscara o el carozo.

Ing. J. Arboleda

No creo que lo que se use sea la parte interna del coco, pues de lo contrario produciría un agua con sabor a coco que no necesariamente sería potable. Lo que están usando propiamente es el pelo de coco, o sea la parte exterior, la cual actúa como cedazo o criba, sin necesidad de coagulantes y ésta es una de sus principales ventajas. Este material es un residuo de la industrialización del coco.

Dr. F. Yáñez

En los EE. UU., alrededor de 1963-64, cuando comenzaron los estudios sobre el tratamiento de efluentes de plantas de desechos industriales, se importaron grandes cantidades de cáscara (parte dura) de coco, la cual se incineraba para producir una especie de carbón activado. Existen algunos datos que se pueden consultar al respecto.

VI. ¿Qué experiencia hay sobre la eficiencia del lavado de filtros ascendentes de 1.5 m de espesor? ¿Es realmente completa la remoción de lodos acumulados?

Dr. Derek Miller

Hemos operado filtros de flujo ascendente de 1 m de diámetro o algo similar en el laboratorio, y observado su operación en plantas prototipo. No hemos apreciado ningún problema, siempre y cuando la secuencia del lavado se realizara cuidadosamente. Esta es como sigue, especialmente cuando se usan filtros con malla en la parte superior: a) drenar primeramente el filtro hasta que el agua descienda ligeramente por debajo de la superficie de la arena, b) lavar con aire para romper el lecho y permitir que los granos se desprendan de la malla y, c) utilizar una alta rata de flujo de lavado del orden de 12 g/m/p^2 (galones imperiales) es decir aproximadamente 60 cm/min. Con este tipo de

lavado el material acumulado puede removerse completamente, inclusive el del fondo del lecho filtrante donde existen los granos gruesos, que aun con un flujo tan alto no pueden fluidificarse.

Un punto muy interesante sobre los filtros de flujo ascendente es que si se usan como pretratamiento se puede utilizar agua cruda para lavar el filtro. Esto puede ser una ventaja considerable con relación a los otros tipos de filtro que usan agua tratada para el lavado. Algunos afirman que aun cuando se trate de filtros terminales, se puede utilizar agua cruda para lavarlos, pero muchos ingenieros consideran que se debe ser muy cauto al respecto.

Prof. J. M. de Azevedo Netto.

Quisiera aumentar un poco más la información sobre este punto. Como ustedes saben, en Rusia se usan mucho estos filtros ascendentes con una capa filtrante profunda, y algunos de ellos están en uso por más de 10 años. Existe una instalación de este tipo que sirve a más de un millón de habitantes en Leningrado. Creo por eso que el lavado debe ser bueno, pues de lo contrario no se invertiría una cantidad de dinero tan grande, en una instalación tan costosa y para una ciudad tan importante como es Leningrado.

Quisiera además informar que los rusos, desde hace aproximadamente tres años, están también utilizando el lavado con aire en los filtros de flujo ascendente.

Prof. G. Rivas Mijares

Creo que un factor que habría que tomar en cuenta en esta pregunta es si la uniformidad de los granos influencia la eficiencia del lavado. Hasta donde recuerdo, estos lechos profundos rusos tienen un coeficiente de uniformidad que se acerca a la unidad. En consecuencia, en estos casos se presume una expansión más o menos uniforme en toda la profundidad del lecho. En los ensayos hechos por el Dr. Miller parece que la uniformidad es menor, probablemente de 1.35 a 1.50, lo que impediría que se fluidizaran los lechos inferiores durante el lavado.

Dr. Derek Miller

Ciertamente en las experiencias con filtros de flujo ascendente se han usado muy distintos tamaños de medios filtrantes y nosotros hemos experimentado y usado una gran variedad de tamaños, con coeficientes de uniformidad tan altos como dos. En general preferimos no utilizar los términos coeficiente de uniformidad y tamaño efectivo puesto que creemos que esto sólo se aplica con propiedad a filtros lentos. Usualmente damos solamente el rango de tamaño y aquí estamos hablando de rangos de tamaño del orden de 0.7 mm hasta 2.0 mm. Al lavar un filtro de este tipo el material se segrega, quedando el más grueso en el fondo y el más fino en la superficie. Las velocidades que se utilizan

para el lavado son tales que pueden producir una pequeña fluidificación en el fondo del filtro y una progresivamente mayor en las capas de arriba; pero la totalidad del lecho quedaría fluidificada con estas velocidades. Lo que no se alcanza a fluidificar es el lecho de soporte, que tiene partículas demasiado grandes. Hemos encontrado en nuestros estudios que esta parte inferior del lecho, hace una considerable cantidad de trabajo y es probablemente responsable de la remoción de buena parte de los sólidos. Esta zona queda lavada no propiamente por fluidificación, sino solamente por el paso del agua a través de los granos. La evidencia que tenemos para probar esto es que el gradiente de presión a través del filtro medido por los piezómetros es sensiblemente igual al iniciar la carrera después de cada lavado.

VII. ¿Existe experiencia sobre filtros de flujo ascendente trabajando con rata declinante?

Dr. Derek Miller

Creo que tenemos todavía bastantes preguntas y, en cambio, no suficiente tiempo y por tanto voy a responder en forma muy breve. Primero que todo quiero decir que en el Reino Unido hemos tenido por mucho tiempo filtros de presión trabajando con flujo declinante y diferentes calidades de agua, especialmente de agua proveniente de embalses, en donde la tubería sale de ellos directamente y llega hasta los filtros, con lo que la carga de agua permanece constante y, en consecuencia, la rata de flujo se hace declinante. Por lo tanto, hemos venido operando con este sistema desde hace algún tiempo. En el caso de filtros de flujo ascendente, como el agua entra por el fondo, esta parte queda bajo presión y si deliberadamente el flujo no se mantiene constante, la rata puede empezar a declinar. Si no se aumenta la presión en la entrada, a medida que el lecho se va colmatando la rata de flujo en el filtro tenderá a decrecer.

Quiero además mencionar que en los filtros a presión, por muchos años se ha usado lo que el Ing. Arboleda propone y es el lavar un filtro con el flujo de los otros.

Dr. J. Cleasby

Estoy totalmente de acuerdo con el Dr. Miller, pues no veo mayor diferencia entre el funcionamiento de un filtro ascendente y uno descendente y, por tanto, el sistema de rata declinante puede ser apropiado en ambos casos.

Ing. J. Arboleda

Quizás la única ventaja que yo le vería a tener un filtro de flujo ascendente con velocidad declinante de filtración es la de que podría, tal vez, disminuir un poco la fluidificación del medio filtrante, pues a medida que aumentara la pérdida de carga el flujo que pasaría por el filtro sería menor y, en esas condiciones, tal vez los incrementos de turbiedad que se producen cíclicamente por fluidificación del medio filtrante, podrían disminuir. No sé si tenga algún comentario el Dr. Miller.

Dr. Derek Miller

Creo que el Ing. Arboleda tiene razón, que eso puede ocurrir y puede ser, por lo tanto, una ventaja de este sistema; pero creo que la ventaja principal puede ser la simplicidad de la operación, lo mismo que en el sistema de flujo descendente; por cuanto si se tiene que compensar la pérdida de carga para mantener la rata de flujo constante, es necesario introducir algún tipo de controlador de rata de filtración.

VIII. ¿Cuál es el detalle de tubos y válvulas del filtro ascendente?

Dr. Derek Miller

En vista de la escasez de tiempo, voy a hacer una descripción muy sumaria de las principales partes de un filtro ascendente. Podría dar mayor información sobre los tubos y válvulas de este tipo de filtros a aquellas personas que estén interesadas en el asunto tan pronto como regrese a Inglaterra, si me escriben solicitándomela. Básicamente se tiene la caja del filtro, un falso fondo con boquillas sobre el cual se coloca la grava y la arena, la

tubería afluente y la del lavado y, encima del lecho filtrante, la tubería efluente que generalmente está provista de un cono para tomar el agua filtrada y el agua del lavado. Además de esto existe el conjunto de válvulas que recuerdo llegan hasta 13, que sirven para aislar el sistema y poder introducir el aire y el agua del lavado separadamente. Un punto que quisiera mencionar es que, cuando estos filtros se usan como etapa final del tratamiento, puede haber problemas si se utiliza la misma salida para el efluente del filtro que para el desagüe del agua de lavado y por eso en los nuevos diseños se dejan salidas independientes para uno y otro.

Prof. J. M. de Azevedo Netto

Este tipo de filtros en realidad tiene un diseño bastante simple. Por lo general se los construye de concreto y se introduce por la parte de abajo la tubería afluente que, al mismo tiempo, sirve para tubería de agua de lavado. En la parte de arriba hay una caja con dos salidas, una para el efluente del filtro y otra para desagüe del agua de lavado. En un filtro de hormigón armado hay por lo general unas cinco válvulas y se da a las tuberías dimensiones que estén de acuerdo con las velocidades normales más económicas.

IX. ¿Qué experiencia hay en la recirculación del agua proveniente del lavado? ¿Es aconsejable hacerla?

Ing. J. P. Schifini

Como soy el autor de la pregunta quiero aclararla un poco más. El problema que tenemos es el siguiente: en la ciudad de Antofagasta, como mencionamos ayer, existe un

problema de arsénico, el cual se está tratando con una planta de tipo convencional con sulfato de aluminio. El agua contiene de 1 a 2 mg/lit de arsénico, pero tiene una turbiedad muy baja, del orden de 10 U. J. Para evitar la redisolución del arsénico en el agua que se está tratando, es necesario hacer purgas frecuentes de los sedimentadores y lavar los filtros con carreras bastante más cortas que las normales. Esto hace que el agua que se está perdiendo por todo este concepto sea del orden del 15%. Como creemos que ésta es una cantidad muy alta, estamos haciendo experiencias para poder recircular el agua del lavado de los filtros, pero desechando los primeros dos minutos que tienen una muy alta concentración de sólidos. Esta agua de recirculación la podríamos inyectar a la entrada de la planta junto con el agua cruda y queremos saber si existen experiencias sobre ese punto que nos pudieran ilustrar.

Prof. José M. de Azevedo Netto

En Brasil existe una larga experiencia en reaprovechamiento del agua del lavado pues es una práctica que se realiza desde hace muchos años. Esta conviene en las siguientes circunstancias: 1) cuando la tubería de aducción es muy larga, 2) cuando la elevación del agua por bombeo es muy grande, 3) cuando hay escasez de agua en el área, 4) cuando el agua cruda tiene baja contaminación y, 5) en las instalaciones donde se gasta un alto porcentaje del agua para lavado.

Dr. G. Robeck

En los EE. UU., también tenemos muchos casos en los cuales recirculamos el agua de lavado. Recientemente, se ha convertido esto en un requisito obligatorio para evitar la polución de las corrientes, al igual que el control de los lodos provenientes de los sedimentadores. Esto se puede hacer con tanques relativamente simples, por cuanto es un agua que sedimenta con facilidad.

Dr. D. Miller

Quiero solamente hacer un comentario sobre cuál es la situación en el Reino Unido a este respecto. Esta es bastante similar a la que existe en los EE. UU., pues cada vez se producen más presiones por parte de las agencias reguladoras de los ríos, para que se impida el arrojar lodos provenientes de las plantas de tratamiento a los cursos de agua. En realidad existen muy pocos casos en los cuales esto se acepta. Deben dejarse tanques clarificadores para el agua de recirculación y, una vez que se pueda conseguir un sobrenadante relativamente claro, se tiene la alternativa de descargar esa agua al río o de volverla a agregar al agua cruda que entra a la planta de tratamiento. Esto, sin embargo, es económico solamente en los casos mencionados por el Prof. Azevedo Netto, pues hay que tener presente que, de todas maneras, el agua proveniente de la recirculación hay que tratarla, con lo cual se reduce la producción neta de la planta.

En el caso particular que estamos discutiendo, y que no hemos tenido el tiempo de analizar, hay que considerar el problema de disolución del arsénico, pues podría aumentarse su concentración demasiado con la recirculación del agua de lavado.

Ing. J. Arboleda

El caso de la planta de tratamiento de Antofagasta es en realidad muy interesante porque presenta una serie de problemas combinados. El problema más grave de dicha planta, diría yo, es la baja turbiedad del agua. El agua tiene a veces una o dos unidades de turbiedad. Creo que en algunas oportunidades llega hasta cinco. Tratar de coagular un agua de esas condiciones, creo que el Dr. Singley podría hacer unos comentarios después al respecto, es cosa bastante difícil. Para poder conseguir la coagulación es necesario producir un floc de barrido, lo que en este caso implica el uso de dosis de sulfato de aluminio del orden de 120 mg/lit, y a veces más. El resultado de esto es la formación de un floculo extremadamente pobre y quebradizo, que es más bien un precipitado, y que ni siquiera se puede acabar de flocular puesto que el solo accionar de las paletas del floculador es suficiente para romperlo. Este floc, altamente hidratado y semiformado, pasa a los filtros, los cuales tienen carreras de 6 a 12 horas, por cuanto es tan débil que no alcanza a resistir el esfuerzo cortante creado por las fuerzas hidrodinámicas. Por lo tanto, me parece que la solución debe buscarse no tanto tratando de recircular el agua de lavado sino mejorando el proceso de coagulación. Podría pensarse tal vez en agregar turbiedad artificial (arcillas), o en utilizar diferentes tipos de coagulantes o polielectrolitos. La recirculación tiene sus inconvenientes.

Dr. E. Singley

Tengo dos comentarios específicos por hacer que son simplemente especulativos, por cuanto desconozco los datos de operación de la planta de Antofagasta. Estos comentarios están basados en la teoría y en la experiencia que tengo con la solubilidad de determinadas sustancias en el agua. Me atrevería a suponer que el contenido de arsénico en el agua de lavado es probablemente menor que el que existe en el afluente a los filtros, debido a la gran concentración de sulfato de aluminio que hay en la primera.

Con respecto a la coagulación con bajas turbiedades estoy totalmente de acuerdo con el Ing. Arboleda, en que es una desventaja el tratar de coagular un agua que tiene muy baja concentración de sólidos. Ustedes recordarán el diagrama que les mostré en la sesión del lunes y que fue originalmente desarrollado por Langelier, Ludwig y Ludwig y después modificado por Stum y O'Melia y que relaciona la concentración de coloides con la cantidad de coagulantes necesarios para desestabilizarlos. En dicho diagrama se ve que para bajas concentraciones de coloides es necesario usar una alta concentración de coagulantes, por cuanto hay que producir un floc de barrido, pues no se tiene suficiente concentración de partículas para que se produzcan interacciones entre ellas. En estos casos es práctica bastante generalizada el agregar turbiedad artificial al agua, lo que aparentemente carece de sentido, pero en realidad puede disminuir la dosis de coagulantes aplicados.

Ing. J. P. Schifini

Quiero hacer solamente un breve comentario. Quiero aclararle al Prof. Azevedo Netto que nosotros tenemos en el caso de la planta de Antofagasta cuatro de las cinco condiciones que él ha enumerado. Hay una aducción de 400 kilómetros, hay escasez de agua, tanto que se está pensando en una planta desalinizadora para la misma ciudad, hay baja contaminación porque es agua de cordillera, y se está gastando mucha agua de lavado. Por tanto, económicamente creemos que el problema está bien planteado. En cuanto al aumento de la dosis de arsénico producida por la recirculación del agua, excluyendo los primeros dos minutos que tienen una alta concentración de arsénico, parece factible, debido a que el agua remanente después de los primeros dos minutos probablemente tiene una concentración baja de arsénico y en esa forma el arsénico que se está extrayendo es mayor que el que se recircula en la planta. Por otra parte la recirculación del agua de lavado puede tener la ventaja adicional de aumentar el número de partículas en el agua cruda, mejorando así el proceso de floculación-coagulación al que se refirieron el Ing. Arboleda y el Dr. Singley.

Prof. J. M. de Azevedo Netto

Nuestra experiencia demuestra que el agua recuperada es de mejor calidad que el agua cruda. Por otra parte es muy fácil hacer experiencias en este caso.

Dr. G. Robeck

Quisiera preguntar si ustedes han investigado si necesitan una dosis tan alta de coagulantes con el objeto de producir la remoción del arsénico y no propiamente para clarificar el agua. Si éste es el caso se podría entender por qué ustedes usan esas dosis, pues de lo contrario se podría pensar en un sistema de filtración directa sin sedimentación previa como el que se ha discutido durante estos días en el Simposio. Si se trata en cambio de remover el arsénico por adsorción en la masa de floc producido, la filtración directa no puede ser una solución adecuada.

Ing. Max Wulff

Quiero referirme a algunas experiencias que hemos realizado en las plantas de tratamiento de la ciudad de Caracas (Venezuela), que si bien no se refieren a arsénico constituyen un problema similar. En una de las plantas se encontró un alto contenido de manganeso en el agua cruda, lo que producía una formación de color bastante pronunciada. Se hicieron los análisis correspondientes y se vio que elevando el pH del agua a 8.5 se podía obtener remoción de este elemento. Desgraciadamente el agua tenía una alta capacidad "buffer" y el consumo de cal para un gasto de 4500 lt/seg llegó a la cifra de 20 a 25 toneladas de cal diarias, correspondiente a una dosificación de 50 a 60 mg/lt.

Se resolvió posteriormente recircular el agua del lavado y con eso conseguimos hacer actuar al agua recirculada como un catalizador que ayudara en la remoción del manganeso lo que produjo un rebaja sustancial en la aplicación de cal, obteniéndose un efluente libre de dicho elemento.

Quiero mencionar por último que en las tres plantas de tratamiento que tenemos en Caracas hacemos recirculación del agua de lavado, pues existen en ellas algunas de las características mencionadas por el Prof. Azevedo Netto. Creo que la recirculación debe usarse cuando existen tales condiciones, pues esto le da un poco de versatilidad a las plantas de tratamiento convencionales.

- X. **¿Qué solución se puede dar para que el precipitado de carbonato de calcio producido por recarbonatación en el proceso de coagulación con magnesio no acorte las carreras de filtración y no produzca incrustación en los granos del lecho filtrante? .**

Dr. E. Singley

De acuerdo con la experiencia que hemos adquirido en el uso de plantas piloto y en plantas de ablandamiento, sabemos que el carbonato de calcio es un material cristalino que no disminuye las carreras de filtración. Nosotros, por ejemplo, tenemos plantas de ablandamiento que además remueven turbiedad, que tienen recarbonatación y que sin embargo pueden trabajar con carreras de filtración largas. Creo que el Dr. Cleasby puede hacer algún comentario puesto que él tiene también experiencia con plantas en las cuales existe ablandamiento y el agua se filtra después de la recarbonatación.

Dr. J. Cleasby

Nosotros hacemos bastante ablandamiento en el oeste de los EE. UU. y el problema de depósitos de carbonato de calcio en los granos de filtro es bastante común. En muchas de las plantas que yo he visitado, he encontrado desde 5 hasta 40 mg/lit de dureza depositados en los granos del lecho filtrante. Cuando ustedes tienen esta gran cantidad de depósitos, por ejemplo 40 mg/lit, el crecimiento de los granos es tan pronunciado que probablemente sea necesario reemplazar el lecho filtrante cada tres o cuatro años. Cuando los depósitos son relativamente pocos, del orden de 5 a 10 mg/lit, es posible obtener una vida razonable del medio filtrante, digamos de 10 a 15 años. La solución a este problema se basa en conseguir que las reacciones se efectúen en forma completa antes de que el agua llegue hasta los filtros. Esto se puede estimular con la recirculación del agua sedimentada, para que las partículas presentes en ella actúen como núcleos que aceleren la reacción, de modo que el agua ya haya reaccionado completamente al llegar a los filtros. La segunda solución que es comúnmente usada, es la de agregar pequeñas cantidades de polifosfatos, tal como hexametáfosfato de sodio (1 o 2 mg/lit) con el objeto de impedir los depósitos de carbonato de calcio en los granos del lecho filtrante.

Ing. J. Arboleda

El uso de polifosfatos debe hacerse con cuidado pues tienen la propiedad de impedir o inhibir la coagulación, lo que puede hacer que las partículas que llegan hasta el filtro pasen directamente a través de él o se depositen en el tanque de almacenamiento o en las tuberías en la red de distribución. Esto puede causar problemas notables en las plantas de tratamiento. Conozco el caso de una planta de tratamiento, en la cual estaban usando polifosfatos para alargar las carreras de filtración hasta 120 y 150 horas y un día se encontraron con la sorpresa de que, en el tanque de almacenamiento de agua filtrada, se había depositado una capa de lodos de casi dos metros de espesor. Lo que estaban haciendo era impedir que el floc quedara removido en el filtro y lo estaban pasando directamente al tanque de almacenamiento.

Dr. G. Robeck

Hay que advertir que la recarbonatación inadecuada puede ser a veces bastante difícil de prevenir. En una experiencia que tuvimos, encontramos que el material cristalino de carbonato de calcio, que el Dr. Singley dijo que era muy fácil de remover en los filtros sin disminuir la carrera de filtración, se había depositado en gran cantidad en el tanque de aguas claras pasando a través del lecho filtrante. Fue necesario agregar varios ayudantes de filtración para tratar de retener este material dentro del filtro. Sin embargo, ninguno de los polielectrolitos generalmente usados parece trabajar adecuadamente en estas circunstancias. Fue necesario recurrir al sulfato férrico, o ferrifloc, en concentraciones de 2 a 3 ppm, lo que dió muy buen resultado.

Dr. Derek Miller

Quiero hacer solamente un breve comentario para decir que, en el Reino Unido, también hemos tenido experiencias similares con el crecimiento de los granos de lechos filtrantes en plantas de tratamiento donde existe ablandamiento; pero también tenemos muchas plantas en las cuales este tipo de problemas no se ha presentado. Esto sugiere que una de estas dos cosas puede estar ocurriendo: o existen aguas especiales en las cuales es *muy difícil llegar a producir las condiciones adecuadas* para que no se presente este tipo de fenómenos; o no se han llegado a producir las reacciones químicas en forma adecuada, como lo mencionaba el Dr. Singley, y éstas no se han efectuado en forma completa. Por lo tanto, cuando existen problemas, lo primero que ustedes debieran tener en cuenta es el aspecto químico del proceso y si éste se está efectuando en forma correcta.

Dr. E. Singley

Quiero hacer un comentario adicional que me olvidé de incluir anteriormente y que constituye un punto crítico cuando se trata de la utilización de fosfatos y del ajuste del pH para evitar la incrustación de los medios filtrantes. Nosotros hacemos esto en muchas plantas

de tratamiento y como lo mencionó el Dr. Miller, hemos encontrado que algunas tienen los lechos totalmente incrustados. Otras en cambio, que son la mayoría, tienen los filtros en muy buenas condiciones, aun después de muchos años de servicio.

Un punto que no mencioné anteriormente es que en las dos plantas piloto, en las cuales estamos probando el proceso del carbonato de magnesio, estamos obteniendo turbiedades efluentes en el sedimentador del orden de 10 U. J., lo que es corriente en sedimentadores que operan con otros procesos. Por tanto, la extrapolación que hacemos de los resultados obtenidos en plantas de ablandamiento a las plantas de carbonato de magnesio puede ser aceptable.

Dr. Derek Miller

Quiero hacer otro comentario y es que en algunos sitios en el Reino Unido se ha sostenido, y esto es algo que yo no he podido comprobar, que el uso de antracita disminuye los problemas de incrustación de los medios filtrantes. Las pruebas no son muy concluyentes pero conozco por lo menos dos casos en los cuales el uso de antracita disminuyó considerablemente el crecimiento de los granos. Estas plantas han estado trabajando así por varios años y los problemas de incrustación no han reaparecido.

Dr. E. Singley

Tenemos algunas experiencias con lechos dobles de arena y antracita en los cuales hemos monitorizado la turbiedad en la interfase. Estos filtros han venido trabajando con agua producida en un proceso de ablandamiento durante más de dos años y hasta ahora no hemos encontrado evidencia de que exista ninguna incrustación ni en los granos de antracita ni en los de arena. El sistema trabaja de tal forma que, cuando la turbiedad empieza a subir en la interfase, la operación del filtro se corta inmediatamente.

Ing. J. Arboleda

Resumiendo las ideas expresadas sobre este punto, se ha mencionado que el carbonato de calcio que se produce en el proceso de recarbonatación es un material cristalino que fácilmente pasa por los filtros, pero que tiene el inconveniente de que puede depositarse en los granos del medio filtrante e incrustarlos haciéndolos crecer en forma tal, que el medio filtrante puede tener que ser reemplazado en algunos casos entre 3 y 5 años después de colocado. Como soluciones al problema se ha sugerido: el correcto control del pH y de los procesos químicos, el uso de polifosfatos con ciertas reservas con respecto al uso excesivo de este material, el empleo de antracita que parece puede mejorar el problema y tal vez el del sulfato férrico que en algunos casos ha dado buenos resultados.

FIN DE LA PRIMERA PARTE DE LA MESA REDONDA

MESA REDONDA

Segunda parte

Esta segunda parte estuvo dedicada a discutir la estrategia que debe seguirse en la América Latina, para difundir las ideas sobre los nuevos métodos de tratamiento del agua y hacer que éstas lleguen hasta el personal interesado, tanto en los niveles de decisión como en los niveles técnicos.

Ing. G. Wagner

Si no queremos sentirnos frustrados por la poca aceptabilidad que los nuevos métodos de tratamiento del agua tengan en la América Latina, debemos hacer que nuestro mensaje llegue a las siguientes personas:

Primero que todo a los niveles de decisión. Son ellos los que pueden hacer que estos conocimientos se apliquen a los problemas técnicos que tienen entre manos, economizando así recursos que pueden ser aplicados a otros trabajos. Somos nosotros los que debemos llevar este mensaje a los administradores para que ellos pongan en práctica estas ideas y entiendan que tienen en ellas un valioso instrumento que les permite mejorar las obras y economizar dinero.

El segundo grupo que debe tener conocimiento de estos nuevos métodos es el financiero que aporta el dinero para las obras. Todos ellos tienen oficinas técnicas y analistas económicos y, por desgracia, no siempre tienen suficiente información sobre estos asuntos. Ellos debieran tener presente las economías que se pueden conseguir con las técnicas modernas, lo que redundará en ventaja para todos.

El tercer grupo que debiera tener conocimiento de estos nuevos sistemas, es el que podría llamarse "grupo multiplicador técnico". Esto es los profesores, los investigadores de centros tecnológicos, etc. Estos profesionales puede ser de mucha importancia en la diseminación de los conceptos técnicos entre los estudiantes, entidades y personas con los cuales ellos tienen contacto.

El cuarto grupo, que es muy importante, y que desgraciadamente la mayoría de ellos no está presente aquí, es el grupo de diseñadores. A menos que ellos conozcan este mensaje, es poco lo que se puede lograr.

El quinto grupo es la Organización Panamericana de la Salud la cual hasta este momento ha hecho una labor magnífica con su Centro en Lima, donde tiene un personal de muy alto nivel y está ayudando a difundir estas ideas, prueba de lo cual es el Simposio al que hemos asistido durante esta semana. Creo que esta ha sido una semana decisiva en

el diseño de plantas de tratamiento de agua en la América Latina, y que en corto tiempo esta región ocupará un puesto de avanzada en este campo. Espero, por tanto, que la Oficina Sanitaria Panamericana dé todo su apoyo al CEPIS para que continúe con su labor y facilite la realización de otras reuniones como ésta.

Es además de una gran importancia, el producir literatura técnica que pueda hacerse circular entre el mayor número de personas, para que estas nuevas ideas puedan ponerse en práctica en el diseño y en la construcción.

Ing. Odyer Sperandio

Quisiera mencionar que la inclusión de este tema en la mesa redonda fue propuesta por el Ing. José Martiniano de Azevedo Netto y, por tanto, quisiera pasarle la palabra a él.

Prof. J. M. de Azevedo Netto

Debiéramos establecer una línea de acción, una estrategia, para que toda esta labor que se ha venido desarrollando no se pierda y, para que al contrario, se apliquen los conocimientos adquiridos con mayor velocidad, lo cual constituye el deseo de todos nosotros.

Puedo resumir mis ideas en nueve puntos:

- 1) Mejorar la calidad de los operadores de las plantas.
- 2) Mejorar la operación de las plantas.
- 3) Mejorar las condiciones para los operadores de las plantas, inclusive las condiciones de pago o remuneración y de clasificación profesional.
- 4) Empezar a realizar pruebas de tratamiento en todas las plantas existentes.
- 5) Empezar a realizar los mejoramientos de bajo costo.
- 6) Empezar a estudiar los remodelamientos de mayor magnitud.
- 7) Organizar un panel de expertos, uno o dos de cada país, para que asesore al CEPIS, los cuales trabajarán en su lugar de origen pero colaborarán con el CEPIS en esta labor tan importante.
- 8) Preparar en una forma general normas tentativas para diseño de plantas de tratamiento, porque los latinos en general se impresionan mucho con estas normas, especialmente cuando ellas son producidas por organizaciones de reputación internacional.
- 9) Diseñar una planta modelo que englobe los nuevos conceptos sobre tratamien-

to, y que pueda servir a aquellos ingenieros que necesiten información al respecto.

Prof. G. Rivas Mijares

Lo que voy a mencionar complementa y fortifica las acciones sugeridas por el Prof. Azevedo Netto que creo son muy positivas. Creo que el problema aquí más que de decisiones es de comunicación, y por esto considero que debe pensarse en establecer un sistema que estimule la consulta bibliográfica en todos los países, especialmente por parte del grupo de profesionales que tienen la responsabilidad del diseño de plantas de tratamiento. Esto es algo que debiera tenerse muy presente, tanto en las universidades como en las agencias gubernamentales encargadas del diseño y la construcción de los sistemas de abastecimiento de agua.

Lo anterior podría implementarse si en alguna forma se pudiera reproducir, tal vez en el CEPIS, lo más importante de algunas de las más conocidas revistas técnicas, tales como el Journal de la AWWA, el Journal del WPCF y algunas otras revistas representativas. Esta reproducción podría hacerse en microfilm y enviarse a las distintas universidades del continente.

Ing. Héctor Pulido

Generalmente los que hemos estado a cargo de la operación de plantas de tratamiento, hemos estado alejados de muchas referencias bibliográficas. Por tanto, sería muy útil que el Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente pudiera recolectar las experiencias de operación de las diferentes plantas de tratamiento del continente y publicara, periódicamente, los resúmenes y resultados obtenidos en ellas. Esta información en su forma completa quedaría disponible para que cualquiera pudiera solicitarla.

Dr. Derek Miller

Me siento tal vez como entrometiéndome en un asunto doméstico, pero quisiera hacer algunos comentarios imparciales. Creo que este problema es no solo de Latinoamérica sino también internacional y ha existido en diferentes países del mundo. Primero que todo, ustedes deben tener entusiasmo. A juzgar por lo que he visto en este Simposio, yo no creo que esto sea un problema. Segundo, el mayor problema es el de comunicación, que ya se ha mencionado, la que puede hacerse por medio de trabajos técnicos, libros y diferentes tipos de publicaciones. La dificultad radica en que todos estamos demasiado ocupados en nuestro trabajo y tenemos un tiempo limitado para leer material técnico y, por tanto, es muy importante el darle tiempo a la gente para que pueda sentarse, como hemos hecho en este Simposio, y discutir y estudiar determinados tópicos. Esto es algo que debe ser coordinado por una organización, tal vez como el CEPIS. Debe por último

tenerse en cuenta los aspectos económicos. Existen muchos incentivos para el uso de estas nuevas técnicas pues ellas pueden economizar dinero, y eso es muy importante. Por supuesto, para que se pueda establecer una línea de acción, es necesario que exista dinero disponible y ojalá la Organización Panamericana de la Salud pueda aportarlo.

Dr. E. Singley

Yo también, como el Dr. Miller, me siento un poco entrometiéndome en asuntos latinoamericanos y creo que los norteamericanos hemos tenido últimamente algunos problemas por eso. Creo que el desarrollo que ha existido en algunos países tales como Estados Unidos o Inglaterra, en el campo del saneamiento ambiental, se debe a la existencia de centros de investigación como el Taft Sanitary Engineering Center de Cincinnati, o la Water Research Association de Inglaterra, a los cuales la gente puede recurrir cuando tiene problemas específicos. Me parece, por consiguiente, que ustedes debieran tener también un centro de investigaciones donde pudieran acudir como guía. Quiero manifestar que estoy muy bien impresionado por la calidad del personal que el CEPIS tiene y el tipo de trabajo que está desarrollando. Espero que en el futuro se le dé mayor apoyo a sus actividades y quizás se haga una reorientación de ellas, para que incluya una mayor cantidad de trabajo experimental. Quisiera además mencionar que cuando tratamos de hacer un estudio sobre el contenido de magnesio en las aguas de las plantas de tratamiento de Sudamérica, nos encontramos con que aun esta limitada información no estaba disponible. Me parece que sería muy interesante que el CEPIS pudiera realizar una encuesta en las plantas de tratamiento, para saber qué es lo que está ocurriendo en ellas.

Dr. G. Robeck

Agradezco mucho al Dr. Singley las elogiosas frases sobre nuestro Centro pero quisiera manifestar que no estoy muy satisfecho con el éxito obtenido por nosotros. A ratos me parece que tenemos más influencia en países extranjeros que en nuestro propio país. Encontramos barreras que impiden que nuestras investigaciones sean aplicadas con rapidez. Es más fácil para los ingenieros diseñadores continuar haciendo los diseños que han venido ejecutando por bastante tiempo y convencer a las agencias reguladoras de que este es el tipo de diseño que debe seguirse haciendo, por cuanto es el que ha producido mejores resultados en el pasado. Nosotros tendremos que demostrarle a las personas que están en las agencias reguladoras, que es conveniente modificar antiguas normas. Por lo que he escuchado en este Simposio, me he podido enterar de que se está haciendo en algunos países un trabajo maravilloso y por tanto es indispensable continuar con este tipo de labor para que pueda dar fruto. En los Estados Unidos hemos ensayado lo que se llama "la técnica de transferencia tecnológica" que consiste en contratar consultores que están de acuerdo con nuestros puntos de vista para que organicen seminarios regionales no muy diferentes a éste al cual estamos asistiendo y esto ha dado muy buenos resultados, sobre todo en el campo del tratamiento de aguas servidas. También hemos estado trabajando

con Herb Hudson, quien pronto se retira, en las asociaciones profesionales para organizar cursos y reuniones que promuevan este tipo de ideas.

Ing. Ildu Duarte Filho

Como ha ocurrido en cuatro estados de Brasil, que en conjunto tienen una población de 45 millones de personas, los puestos de decisión están siendo ocupados por técnicos y no por políticos de carrera como era anteriormente. Esto ha modificado la percepción de los problemas en áreas de obras públicas, pues se hace más fácil la comprensión de ellos cuando al administrador es un técnico. Tengo aquí algunos puntos que me gustaría discutir con los participantes. Los que están en los puestos de decisión reconocen la utilidad de tener información actualizada sobre técnicas modernas de tratamiento de agua, especialmente cuando es posible cuantificar, al menos en primera aproximación, la economía resultante al cambiar los criterios de diseño y de operación. La razón principal del interés a niveles de decisión está evidentemente en la perspectiva de una mejor utilización de los recursos financieros disponibles para cumplir programas ambiciosos que permitirán eliminar los grandes déficits existentes en el sector saneamiento en Brasil. En el caso del Estado de Minas Geraes, que tiene doce millones de habitantes, ya solicitamos la asistencia técnica de la Organización Panamericana de la Salud, y deberemos firmar a fines de este mes un convenio que permitirá definir la colaboración de la Organización con el Estado. Este convenio cubre no solamente aspectos tecnológicos del problema de abastecimiento del agua, sino también la racionalización administrativa de la empresa de agua estatal. Como dijeron los expositores que me precedieron, con mucho acierto, es solamente mediante un procedimiento continuo de intercambio de información entre el CEPIS y los países como será posible modificar los criterios de diseño y operación, cuantificando los beneficios reales obtenidos y divulgando la información.

Ing. Severo Vega

Concuerdo con los ingenieros que me precedieron en el uso de la palabra y quiero recalcar que los que hemos recibido los beneficios del CEPIS sabemos lo que representa esta institución para la América Latina. Yo tal vez he sido el primer ingeniero latinoamericano que ha ido hasta ese Centro a recibir las enseñanzas y a aprovechar la información disponible. Los conocimientos adquiridos en él fueron de gran utilidad para mi tierra, Cochabamba (Bolivia), pues como dije ayer, esto nos sirvió para diseñar una planta de tratamiento que va a utilizar las nuevas técnicas y que podrá ser construida solamente con materiales locales.

Ing. M. A. Potel Junot

La delegación argentina, por mi conducto, quiere hacer la siguiente ponencia: felicitar y agradecer a la Oficina Sanitaria Panamericana, específicamente al CEPIS, a los coordinadores del Simposio y a los expositores que tan brillantemente han tratado sus temas.

Sugerir la repetición periódica de estos eventos, en particular para plantas de tratamiento de pequeñas poblaciones, que son las más comunes en nuestro país.

Pedirle al CEPIS la divulgación de las ideas que se han discutido en este Simposio.

Ing. Odyer Sperandio

Las sugerencias que los señores participantes están haciendo, están siendo anotadas por el Secretario del Simposio y serán tenidas en cuenta en la Declaración Final.

Ing. Marcial Gil Latou

Este Simposio ha tenido una gran trascendencia y una de las cosas que ha mostrado es que en América Latina, que parecía dormida en el pasado en el campo de la investigación, ya se están haciendo trabajos de mucho interés, como los que se han presentado durante esta reunión. Lo importante es utilizar el entusiasmo que este Simposio ha producido y transmitirlo a las esferas dirigentes de nuestros respectivos países. El problema radica en que a veces no existe receptividad y no se le da mayor trascendencia a problemas que sí la tienen. Muchas de estas ideas, tenemos que convencernos, no van a ser aceptadas y solamente si realizamos un trabajo de convencimiento, que tiene que ser persistente, lograremos introducirlas.

Sin nuestra colaboración en este aspecto, el trabajo de la Oficina Sanitaria Panamericana y del CEPIS, se perderá sin que produzca mayor fruto.

Ing. Roberto Blume

Las personas que me han precedido han hecho presente la trascendencia de esta reunión para la ingeniería sanitaria de nuestros países. Es evidente el éxito obtenido y que justifica, en forma general, el reconocimiento tributado por todos los participantes.

Quiero también manifestar que todos estamos deseosos de recibir la información que el Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente tiene disponible pues creo que, como otros lo han manifestado, el conseguir que se apliquen estas nuevas técnicas de tratamiento es un problema básicamente de información y divulgación. Considero que, si nosotros queremos ser justos, no podemos dejar que el CEPIS tenga toda la responsabilidad por esta divulgación. Creo que este es un problema recíproco, que todos debemos ayudarnos y que ayudaría muchísimo al CEPIS si nosotros pusieramos en su conocimiento las investigaciones que estamos realizando, nuestros fracasos y nuestros éxitos. Toda esta información debe enviarse en forma voluntaria al CEPIS, para que este Centro pueda posteriormente difundirla entre los demás profesionales interesados en la América Latina.

Ing. Arthur Archer

En nombre de Barbados y del Caribe Sur, quiero agradecer a la Oficina Sanitaria Panamericana por habernos invitado a este Simposio. Tenemos bastante material de información para llevar a casa, pues las ideas expresadas aquí por el panel de expertos han sido de gran utilidad. Espero que la distancia y el idioma no sean una barrera que impida nuestro contacto directo con el CEPIS.

Ing. Odyer Sperandio

Quisiera ahora solicitar al Ing. Arboleda que diera una pequeña información adicional sobre la labor que está realizando el CEPIS en el campo de tratamiento de agua, que es una de las áreas de acción del CEPIS, el cual cubre ocho áreas específicas en las ciencias del ambiente, inclusive la de contaminación atmosférica que tiene instaladas 53 estaciones de muestreo en 23 de las más importantes ciudades de la América Latina.

Ing. Jorge Arboleda

Dentro de las limitaciones que tenemos hemos estado prestando, con más entusiasmo que eficiencia tal vez, la mayor cantidad de servicio a los países. No creo que hayamos conseguido mucho pero por lo menos hemos hecho todo lo que ha estado a nuestro alcance. Entre las labores que hemos desarrollado quisiera mencionar tres: primero el diseminar información. Desde el principio nos hemos dado cuenta de que el mayor problema que existe en América Latina en el campo del tratamiento de agua es la escasez de información o el retraso en la información que mucha gente recibe. Hay personas que están recibiendo información de hace diez y quince años y utilizándola como si fuera reciente. Este es un fenómeno difícil de contrarrestar y nosotros hemos tratado, por eso, de recolectar la mayor cantidad de trabajos técnicos que nos ha sido posible los cuales incluyen, fuera de la colección completa del Journal de la American Water Works Association, y de colecciones parciales de los Proceedings de ASCE y del Journal de la WPCF, un grupo de 600 a 700 trabajos técnicos de casi todas las partes del mundo. Para hacer llegar a nuestros colegas esta información en una forma condensada y más fácil de consultar, me he dado el trabajo de escribir un libro titulado "Teoría, Diseño y Control de los Procesos de Clarificación del Agua", que viene a ser el resumen de gran parte del material científico recogido, mezclado lógicamente con mis propias ideas, y que espero sea de utilidad. El trabajo ya está terminado, ha sido enviado a 28 revisores, algunos de los cuales están aquí presentes; hemos recibido valiosísimas sugerencias que estamos teniendo en cuenta y esperamos que a fines del presente año pueda recibir, ojalá cada uno de ustedes, una copia del libro.

Otra área que hemos tratado de cubrir es el apoyo a la investigación. Comprendemos que si nosotros no tratamos de solucionar nuestros propios problemas, no nos va a quedar más remedio que utilizar una serie de "recetas de cocina" que tienen bastantes

años de haber sido producidas. Por eso hemos tratado de ir a las plantas de tratamiento y a las universidades con el mensaje de estimular el espíritu investigativo y conseguir que estudien sus problemas en plantas piloto y no los resuelvan en base a consideraciones empíricas tomadas de libros que no siempre se aplican al caso particular que tienen entre manos. Creo que hemos alcanzado algo de éxito en esta labor, pues se ha logrado que algunas plantas de tratamiento y universidades emprendan estudios que representan notables economías para el país.

Por último, hemos organizado cursos sobre nuevos métodos de tratamiento del agua.

Una de las cosas más satisfactorias para nosotros ha sido encontrar una tremenda receptividad por parte de nuestros colegas. Todo el mundo desea información y una vez que la tiene procede con gran entusiasmo a aplicarla. Desde ese punto de vista, el futuro del tratamiento de agua en América Latina es bastante promisorio.

**DISCURSOS EN ORDEN DE PRESENTACION
DURANTE LAS SESIONES INAUGURAL
Y DE CLAUSURA**

SIMPOSIO SOBRE NUEVOS METODOS DE TRATAMIENTO DE AGUA

SESION INAUGURAL

Palabras pronunciadas por el Dr. Julián Rodríguez,
Representante de la Oficina Sanitaria Panamericana,
Oficina Regional de la Organización Mundial de la Salud
en Paraguay

El Dr. Abraham Horwitz, Director de la Organización Panamericana de la Salud, Oficina Regional de la Organización Mundial de la Salud para las Américas, me ha conferido el alto honor de representarlo en este acto, encargo que cumplo con muy particular agrado.

Me ha pedido el Dr. Horwitz que transmita a S. E. Señor Ministro de Salud Pública y Bienestar Social, Dr. Adán Godoy Jiménez y por su intermedio al excelentísimo Señor Presidente de la República del Paraguay, General de Ejército Don Alfredo Stroessner, sus saludos muy respetuosos, a los que uno los míos y los de todos los funcionarios de nuestra Organización que trabajan en el Paraguay y nuestro sincero reconocimiento por la valiosa colaboración que se nos ha brindado para la realización de este Simposio.

Me ha expresado también el Dr. Horwitz, su deseo de extender nuestro saludo y reconocimiento a los directivos de la Corporación de Obras Sanitarias y del Ministerio de Salud, y aprovechar esta oportunidad para patentizar a todos los servidores de la salud pública de este país y de todos los países que constituyen la familia americana, la satisfacción que a nuestra Organización le causa, poder cooperar con ellos en todos sus esfuerzos por lograr, a través del bienestar físico, mental y social del hombre, las condiciones que requiere para su plena y auténtica realización, en una senda de felicidad y de paz.

Asimismo nuestro Director me pide cumplimentar a todos los participantes de este Simposio y que les reiteramos nuestra fe en ellos y en su capacidad como profesionales para examinar y resolver los problemas de su especialidad y que no dudamos que el resultado de sus deliberaciones, será de incalculable valor para el mejoramiento de la salud de nuestros pueblos.

La historia, escuela de la vida, nos ha enseñado, en relación con la salud del hombre, que el primer paso en el conocimiento científico de las causas de las enfermedades lo constituyó la observación de aquellos estudiosos que relacionaron la aparición de ciertas entidades nosológicas con determinadas condiciones del medio que lo rodeaba. Desde entonces ha evolucionado y se ha enriquecido la concepción ecológica de la salud, que refleja el proceso sutil de adaptación de cada persona a su ambiente.

A todos debe preocuparnos la interacción entre los dos factores del binomio hombre y ambiente que lo rodea, y que para usar el lenguaje de los señores ingenieros, las condiciones de subsistencia de la especie humana y aun la subsistencia misma, es función de las dos variables de ese binomio.

Es indudable que salud y enfermedad reflejan una unidad biológica de la humanidad y que todos los fenómenos que las condicionan se ven afectados por la diversidad del medio físico y de las instituciones sociales. Como bien dijo el Dr. René Dubos: "Desde el punto de vista médico el hombre es, en general, más producto de su ambiente que de su dotación genética. No es la raza lo que determina la salud del pueblo, sino las condiciones de su vida".

Para quienes nos dedicamos a la salud como función social, la reacción pública mundial, especialmente lo que concierne al ambiente del hombre no sólo no nos sorprende, sino que estimamos que se ha producido tardíamente. Lo que actualmente nos preocupa son: los efectos ya palpables sobre el equilibrio de las especies, con destrucción de algunas de ellas, el uso indiscriminado de los recursos de la naturaleza, la alteración o deterioro de las bellezas naturales, y por sobre todo, el peligro potencial para los seres humanos. Es la magnitud y frecuencia de estos hechos lo que ha puesto de relieve las consecuencias que ya tienen y pueden tener para la salud y el bienestar de los habitantes, si prosigue el desarrollo deshumanizado de la sociedad tecnológica. En la empresa de alcanzar la felicidad para nuestros hijos, debemos tener presente que es una falacia suponer que la industrialización, es siempre un índice de bienestar. Consideramos que países jóvenes como el Paraguay y muchos otros de nuestra América, deben aprender la lección y luchar por alcanzar los beneficios de la industrialización, sin poner en peligro la salud de sus pueblos y sin despilfarrar el patrimonio ecológico de la especie humana.

Reconforta sin embargo, observar que los pueblos y los gobiernos cada día van tomando más conciencia del grado de importancia que tiene la degradación de los diversos componentes del ambiente y sus consecuencias en el bienestar. Los dirigentes de todo el mundo tienen hoy por delante una tarea mucho más difícil que la que han confrontado quienes han ocupado esa posición en otras épocas. Los Ministerios de Salud deben definir con más claridad las tendencias del cambio ambiental y la forma como se proyectarán hacia el futuro y, adaptar convenientemente el contenido de los programas, de sus estructuras y procesos administrativos, para proteger y fomentar la salud.

Dentro de la complejidad del medio ambiente, el agua juega un papel decisivo por ser factor esencial de la vida. Su influencia en la salud no admite discusión. Está fuera de toda duda, que sin agua no existiría rastro de vida sobre la tierra y que, cuando no se dispone con facilidad de agua en cantidad suficiente y exenta de gérmenes patógenos, el progreso de la humanidad se ve considerablemente obstaculizado. El Simposio que hoy inauguramos versará sobre: "Nuevos Métodos de Tratamiento de Agua". Consideramos innecesario enfatizar su trascendencia.

Para nuestros países el abastecimiento de agua potable a las poblaciones urbanas y rurales es elemental para su desarrollo. Al principio de la década del 60, cuando el déficit de estos servicios era en general bastante alto, el Director de la Organización Panamericana de la Salud expresó lo siguiente: "Si hubiera que escoger un solo programa que rindiera los máximos beneficios para la salud, que estimulara rápidamente el desarrollo social y económico y que mejorara materialmente el nivel de vida de la población, ese programa sería el de abastecimiento de agua".

Durante todo el transcurso de la mencionada década, pudo observarse un esfuerzo sistematizado de los países, de acuerdo con sus posibilidades de financiamiento, para dotar de agua potable a sus poblaciones y, a nuestra Organización le cabe la satisfacción de haber contribuido con todos los medios a su alcance, para el cumplimiento de tan importante propósito. No se puede ignorar, ni dejar de mencionar con singular orgullo, el éxito obtenido en tan notable empresa, al grado de que ya para finalizar los años 60 el Dr. Horwitz refiriéndose al trabajo desarrollado dijo: "Cuando se escriba, dentro de 50 años, la historia de los progresos de la salud de las Américas, los ingenieros deberán recibir un homenaje especial, pues no ha habido otra área donde, en tan poco tiempo, se haya logrado tanto por un grupo profesional". Destacó también que: "No solo la preparación de los ingenieros hizo posible el admirable resultado, sino que también la habilidad y el esfuerzo que supieron poner para que los bancos y los países exportadores de capital se convencieran de que la inversión en agua, era rentable"

Si quisiéramos citar cifras para revelar lo mucho que se hizo, bastaría decir que en el decenio se beneficiaron con servicios de agua 66.520.000 personas, de las cuales 14.371.000 viven en el área rural.

Si bien es cierto que el progreso ha sido notable, no es menos cierto que aún falta mucho por hacer y que tanto los países como los organismos internacionales técnicos y financieros, deben mantener e incrementar el apoyo que han venido concediendo a este aspecto de la salud pública. Por su parte nuestra Organización, interpretando el sentir de sus países miembros, organizó hace 3 años el Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente, ubicado en Lima, Perú, cuyo propósito fundamental es el de brindar asistencia técnica y científica a los países del continente, para la solución de los problemas relacionados con el mejoramiento de las condiciones ambientales y la protección de los recursos naturales contra la contaminación. Estamos seguros de que este Organismo será de incalculable ayuda.

Es indudable que el problema de dotar de agua potable a todas las poblaciones de un país es en sí complejo, y que esta complejidad se ensancha al entrar en juego las distintas características del medio. Creemos que los ingenieros han adelantado mucho en las técnicas para resolver esos problemas. Sabemos que, en términos generales, se han puesto de acuerdo al establecer normas mínimas de calidad del agua. Por lo tanto, consideramos que un tema al que en toda ocasión habrá que concedérsele especial importancia, es el relativo al aprovechamiento de técnicas que se ajusten a las condiciones locales a fin de disminuir el costo de las obras. Habrá casos en los que se requerirán procesos complicados de purificación, mientras en muchísimos otros, tratamientos sencillos cumplirán el mismo propósito. Consecuentes con este criterio, queremos expresarles, que nos ha causado mucho agrado ver en la agenda del Simposio el tema: "Plantas Simplificadas de Tratamiento de Agua; una necesidad para América Latina" y digo esto porque pensamos que en la solución de todos los problemas referentes a la salud, debemos establecer la premisa de que nuestros países tienen recursos limitados para esta clase de emprendimiento.

Para concluir, deseáramos destacar la presencia de tan altos dignatarios, que a nuestro juicio, simboliza el significado que el Gobierno Nacional le asigna a los problemas del medio ambiente, porque reconoce la importancia que tiene para la salud, el bienestar, la productividad y el desarrollo del pueblo paraguayo.

Distinguidas autoridades:

Nos congratulamos de que este Simposio tenga lugar en esta bella ciudad, que en el día de mañana cumplirá sus 435 años de fructífera existencia, tan plétórica de tradición y que otrora como hoy, irradia la magia de su esencia.

Os decimos con toda sencillez, pero con profundo cariño:

- Que esta tierra vuestra tiene el embrujo de cautivar a quienes tenemos el privilegio de vivir en ella y de hacernos sentir el encanto de su belleza y la pujanza de su fuerza.
- Que nos emociona el sentimiento de hermandad que brindais a vuestros amigos y la decisión y el empeño con que luchais por adelantar en la senda de los pueblos, llevando en la mano la antorcha de luz que os legaran vuestros próceres e inspirados por los gloriosos hechos de vuestra historia.

Y os decimos también:

- Que tenemos fe en el destino de vuestra patria.
- Fe profunda porque habéis logrado que reine la paz en vuestro suelo, y
- Porque conocemos la firmeza de vuestros propósitos y la admirable calidad humana del pueblo guaraní.

Muchas gracias.

SIMPOSIO SOBRE NUEVOS METODOS DE TRATAMIENTO DE AGUA

SESION INAUGURAL

Palabras pronunciadas por el Ing. Odyer A. Sperandio
Director del Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y
Ciencias del Ambiente (CEPIS), Oficina Sanitaria Panamericana,
Oficina Regional de la Organización Mundial de la Salud

En este momento, en que el bienestar del hombre está comprometido por el creciente deterioro del ambiente físico, y en que la comunidad científica internacional dirige su atención a los problemas del medio ambiente, la Organización Panamericana de la Salud ha estimado oportuno promover una cita de figuras prominentes de la ingeniería sanitaria mundial, para la discusión del estado actual de la tecnología del tratamiento del agua.

Al seleccionar el tema para este Simposio, que se llevará a cabo en esta hermosa y acogedora ciudad de Asunción, en la semana anterior a la asamblea máxima de los ingenieros sanitarios de este continente, la Organización tuvo presente la especial trascendencia que los países de las Américas otorgan al problema del abastecimiento de agua de sus poblaciones urbanas y rurales.

Por su directa relación con la salud y bienestar del hombre, y sus implicaciones en el proceso de desarrollo económico y social, el abastecimiento de agua es una preocupación de carácter universal. La expansión demográfica, la creciente industrialización y el proceso de urbanización que se observa en gran número de países, ha hecho que el problema del abastecimiento de agua adquiera nuevas dimensiones y sea uno de los aspectos más importantes en la consideración de la problemática política, económica y social de los países.

En las naciones altamente industrializadas se plantea el problema del incremento de demandas para todos los usos del agua, al mismo tiempo que las nuevas fuentes se hacen cada vez más escasas y la contaminación compromete la calidad de las reservas existentes. Para los países en vías de desarrollo, se impone dotar de abastecimiento de agua a las poblaciones urbanas y rurales que no disponen de este servicio, y al mismo tiempo, mejorar las condiciones de la mayoría de los sistemas existentes. Vale la pena mencionar que de mantenerse las tasas actuales de aumento de población, se estima que en las zonas urbanas y rurales de América Latina y del Caribe, la población aumentará en esta década en alrededor de 90.000.000 de habitantes. Utilizando esta cifra, se puede hacer una serie de conjeturas sobre la magnitud del problema del abastecimiento de agua en esta década y, consecuentemente, de las inversiones que serán necesarias para la construcción de nuevas plantas de tratamiento y la ampliación de muchas de las instalaciones existentes.

Los avances en la tecnología del tratamiento del agua, han sido bastante significati-

vos en los últimos años. Los procesos tradicionales de tratamiento han sido perfeccionados; se han ampliado en forma notable los conocimientos en los campos de la coagulación, floculación, sedimentación y filtración. El empleo de los ayudantes de coagulación, de la sedimentación acelerada y de los lechos filtrantes múltiples, son algunos de los avances notables en la tecnología que están mereciendo cada vez mayor atención. Al mismo tiempo, se han dado pasos positivos hacia la utilización de métodos de tratamiento eficientes y económicos, que permitan el diseño de plantas simplificadas con reducciones apreciables en los costos de construcción y operación.

Hay capítulos abiertos en lo que se refiere a la potabilización del agua, como por ejemplo los efectos que los métodos actuales de tratamiento pueden tener en la remoción de los virus, de las sales de los metales pesados, y de los llamados contaminantes persistentes o exóticos, como los detergentes y pesticidas. Asimismo, es fácil anticipar el extraordinario beneficio que representará para toda la humanidad, el disponer de métodos más económicos para la desalinización de agua de mar. Todo esto representa un desafío a los especialistas en este campo que para solucionar esos y otros problemas deberán contar con un amplio apoyo principalmente para actividades de investigación.

Otro aspecto que se puede constatar con relación a la moderna tecnología del tratamiento del agua, es que persiste una gran laguna en lo que se refiere a su divulgación, y al estudio e investigación de su valor potencial para los países en proceso de desarrollo.

Dentro de este contexto, la Organización Panamericana de la Salud, al propiciar esta reunión de especialistas, ha pretendido promover un amplio diálogo sobre distintos aspectos del avance tecnológico en el campo de la potabilización del agua. Se espera que en las sesiones de trabajo se analicen y discutan conceptos modernos de tratamiento de agua, principalmente desde el punto de vista de su impacto en la calidad del producto obtenido y de las implicaciones técnicas y económicas de su empleo. Las exposiciones que se harán sobre la experiencia que algunos países han tenido en la aplicación de la moderna tecnología, seguramente merecerán la atención y el análisis de los participantes en este evento.

No podría dejar de insistir en este momento sobre la importancia de la transferencia de tecnología en el campo del tratamiento de agua. Es indispensable que los países en vías de desarrollo tengan acceso a las tecnologías utilizadas en los países altamente industrializados, para analizarlas en todas sus ventajas y desventajas, y adaptarlas a la luz de sus necesidades, limitaciones y recursos, como elementos básicos para el desarrollo de una tecnología innovadora, autóctona, que sea un instrumento efectivo para la solución adecuada de los problemas existentes. Al hablar de transferencia de tecnología, no me refiero únicamente a la tecnología de los países desarrollados; en los diversos campos especializados de la ingeniería sanitaria y de las ciencias ambientales, el ingenio y la calidad de los especialistas de varios países de este continente, ha permitido la irrupción de toda una línea de conocimientos y técnicas que necesitan divulgación y estudio para que se pueda aprovechar realmente toda la experiencia existente.

Creo oportuno hacer una mención especial a la labor interdisciplinaria. En el campo del abastecimiento de agua nos damos cuenta de que se necesita del trabajo del ingeniero sanitario, del ingeniero hidráulico, del ingeniero de estructuras, del químico, del biólogo, del economista, y de otros profesionales y especialistas. Solamente la integración interdisciplinaria permitirá enfoques y soluciones adecuadas.

La Organización Panamericana de la Salud, al auspiciar este Simposio en colaboración con el Gobierno del Paraguay, decidió encomendar la conducción técnica del evento a su Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente – CEPIS. Este Centro multinacional, cuya creación ha venido a concretar una antigua aspiración de los ingenieros sanitarios del continente, es parte integrante del sistema institucional de asesoría en ingeniería sanitaria y ciencias ambientales que la Organización pone al servicio de los países. El CEPIS es una institución que tiene como propósito fundamental brindar asistencia técnica y científica a los países del continente, colaborando en la solución de problemas relacionados al mejoramiento de las condiciones ambientales y a la protección de los recursos naturales contra la contaminación. Además de la prestación de asesoría especializada actúa como centro de referencia e información técnica y colabora en actividades seleccionadas de adiestramiento e investigación.

El Centro tiene su sede en la ciudad de Lima, Perú, donde viene funcionando desde principios de 1969. En poco más de tres años de su creación, ha colaborado con 21 países de la Región mediante el asesoramiento directo, diseminación de información, apoyo a actividades de adiestramiento e investigación y participación en programas de transferencia de tecnología.

A través de la labor multidisciplinaria de sus expertos, trabaja en forma intensa para el desarrollo y puesta en práctica de métodos más económicos y de mayor rendimiento para la potabilización del agua y para el tratamiento de aguas residuales; asimismo para la organización y refuerzo de laboratorios para el control de la calidad del agua. Colabora además en estudios para la optimización del uso de los recursos hídricos y en proyectos de desarrollo rural. En forma especial brinda asistencia a programas de evaluación y control de la contaminación del aire, del agua y del suelo.

Se estima que el Centro podrá desempeñar una importante función colaborando con los países en el fortalecimiento de su infraestructura científico-tecnológica y en la definición de una política ambiental compatible con el proceso general de desarrollo.

Una de las áreas a que el Centro ha dedicado especial atención es la que se refiere al tratamiento de agua. Además de una intensa actividad de asesoramiento directo a varios países, los especialistas del CEPIS han colaborado en un gran número de actividades de adiestramiento e investigación en ese campo. Asimismo, se ha preparado una publicación sobre el estado actual de la tecnología del tratamiento del agua, la que será distribuida en los países de la Región a fines de este año. La celebración de este Simposio es un corolario a esta amplia labor que viene realizando el CEPIS.

En esta oportunidad, quiero manifestar en nombre del CEPIS, el reconocimiento por la colaboración que vienen brindando las autoridades y entidades paraguayas a la realización de este evento. En especial nuestro agradecimiento al Ministerio de Salud Pública y Bienestar Social, a la Corporación de Obras Sanitarias (CORPOSANA) y al Comité Organizador del XIII Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria.

En representación de la Coordinación del Simposio, quiero manifestar a los distinguidos profesionales que participan en este evento, que estamos a su entera disposición para brindarles la asistencia que se estime necesaria.

Permítaseme expresar que me complace compartir con los colegas que ahora visitan el Paraguay, la cálida y generosa hospitalidad de su Gobierno y la amistad y encanto singular de su pueblo.

Para terminar, hago votos para que las sesiones de trabajo y las deliberaciones de este Simposio, puedan traducirse en acciones que redunden en positivo beneficio para la salud y el desarrollo económico y social de nuestros países.

SIMPOSIO SOBRE NUEVOS METODOS DE TRATAMIENTO DE AGUA

SESION INAUGURAL

Palabras pronunciadas por el Excmo. Dr. Adán Godoy Jiménez
Ministro de Salud Pública y Bienestar Social
Ministerio de Salud Pública y Bienestar Social de Paraguay

Señores:

Nuevamente la ciudad de Asunción se siente honrada con la presencia de destacados estudiosos y científicos que, animados por el común ideal de construir un mundo más feliz, intercambiarán, generosamente, sus muchas experiencias y sólidos conocimientos.

El encuentro que comienza hoy es de suma importancia, porque se trata de exponer consideraciones profundas, estudios minuciosos, relativos a los modernos métodos de tratamiento de agua, vital elemento sin cuya presencia la vida sería imposible y el mundo no sería la majestuosa realidad que nos contiene.

Nos halaga la concurrencia de tan selectos participantes en el Simposio y creemos que la misión será satisfecha plenamente, porque nos une el claro anhelo de cooperación y de trabajo leal.

El Ministerio de Salud Pública y Bienestar Social, exterioriza su complacencia por haber tenido la ocasión de organizar este evento, con los auspicios de la Organización Panamericana de la Salud y la estrecha colaboración de la Corporación de Obras Sanitarias (CORPOSANA).

Los tópicos que serán enfocados por los expositores, son de gran trascendencia. Es que los problemas que la gran mayoría de los pueblos tienen por efecto del consumo y utilización del agua sanitariamente no apta, obligan a estar en la permanente observación de sus consecuencias y en el constante enfoque de los medios capaces de solucionarlos.

El tratamiento del agua ha llegado a convertirse en un apasionante capítulo en la lucha contra las enfermedades. Junto al innegable e irremplazable valor del agua para la subsistencia humana, animal y vegetal, vemos correr, con un paralelismo dramático, su peligrosa presencia como vehículo extraordinariamente activo para la transmisión de un indefinido número de males que impiden la buena salud y hasta acaban con la misma existencia de los seres de la creación.

Se impuso y se impone, entonces, la batalla. No en contra del agua en sí, naturalmente, sino en contra de los factores que la contaminan y la convierten muchas veces y en muchas partes en terrible enemigo del hombre que tanto la aprecia como tanto la necesita.

Reconocemos que esta sistemática respuesta científica a los problemas propios del medio ambiente en general --y del agua, en particular-- es aún nueva. No obstante, es jus-

to señalar que las conquistas fueron rápidas y ya son muchas y muy significativas, como pruebas concluyentes de que la humanidad está atravesando por una etapa en que la ciencia y la tecnología han ganado tiempo al tiempo y han conseguido abatir fortalezas primitivamente misteriosas e inexpugnables en que se abroquelaban enfermedades mortales, que en nuestros días son apenas un recuerdo sobrecogedor.

Pero todavía existe mucho que hacer. Las aguas contaminadas continúan su acción destructora en perjuicio de la mayor parte de la población mundial. Fundamentalmente en el ambiente rural, donde los avances en este rubro no llegan como quisiéramos.

Señores asistentes al Simposio:

En nombre del Gobierno Nacional, magistralmente conducido por nuestro ilustre líder el General de Ejército Don Alfredo Stroessner, os expreso la más cordial y fraternal bienvenida.

Vuestra presencia es muy grata a todo el pueblo paraguayo y, de modo especial, a nuestros técnicos y estudiosos del asunto que trataréis en estos días.

Os auguro éxito en vuestro cometido. Para ello sois poseedores de sobrados conocimientos y la determinación de prodigaros por entero a la especialidad que habéis elegido para vuestra esencial actividad profesional.

Alternaréis en este Simposio rodeados de lo máspreciado que tiene nuestro Paraguay que resurge por segunda vez: su paz, su tranquilidad y la nunca desmedida llaneza y cordialidad de todos sus habitantes.

Buena suerte para todos.

SIMPOSIO SOBRE NUEVOS METODOS DE TRATAMIENTO DE AGUA

SESION DE CLAUSURA

**Palabras pronunciadas por el Ing. Ildeu Duarte Filho
Secretario de Estado de Obras Públicas
Estado de Minas Gerais, Brasil.**

En representación de los asistentes al Simposio sobre "Nuevos Métodos de Tratamiento de Agua", deseo expresar nuestro reconocimiento a la Oficina Sanitaria Panamericana y a su Centro de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente, por habernos proporcionado la oportunidad de participar en tan importante evento.

El agradecimiento del grupo se hace extensivo a los expositores que tan brillantemente desarrollaron los temas a su cargo, así como también a los responsables por la organización del Simposio, y muy especialmente al Gobierno del Paraguay por su hospitalidad.

Creo oportuna la ocasión de mirar retrospectivamente hacia la década del 60, intentando relacionar algunos hechos ocurridos en la misma con los de la presente.

La necesidad de acelerar el desarrollo socio-económico de América Latina hace imperativo el uso racional de los recursos financieros, disponibles en los presupuestos nacionales, para inversiones directas de capital, mediante la adopción de una política de "gastar mejor" en lugar de "gastar más".

En los primeros años de la década del 60, se inició un proceso de implantación de agencias de planificación y se realizaron entonces, a nivel nacional, las primeras tentativas para desarrollar proyectos de abastecimiento de agua y alcantarillado. Pero como condición indispensable para la utilización de créditos internos y externos en el sector saneamiento, era necesario fortalecer las empresas de agua existentes en el hemisferio y aumentar el número de estas organizaciones.

Al final de dicha época, se había logrado muchos avances en las empresas de agua, particularmente en los sectores críticos de administración y tecnología, como consecuencia del establecimiento de una disciplina en el área de inversiones y mediante el empleo de diseños racionales y la utilización adecuada de materiales y equipos.

Se ha calculado que el volumen de inversiones financieras realizadas en la década pasada, en obras de abastecimiento de agua y alcantarillado, alcanzó a cerca de dos mil millones de dólares.

Las proyecciones para la actual son de seis mil millones de dólares, o sea un 300% más de lo utilizado entre los años 1960 y 1970. Brasil solamente deberá invertir, aproximadamente dos mil millones de dólares hasta 1980, encontrándose ya en funcionamiento en el país un esquema financiero bastante sólido, que garantiza la disponibilidad de los recursos previstos.

Ocurre que el dinero es condición necesaria, pero no suficiente; quizás el hecho más importante sea el de organizar un dispositivo capaz de gastar racional y adecuadamente los recursos disponibles. Para eso se hace evidente la necesidad de disponer de proyecciones financieras realistas en las empresas.

Estamos viviendo en una época en la cual el Estado Liberal ha dado paso a un Estado Empresarial, donde el técnico está recibiendo atenciones crecientes. Los servicios urbanos de utilidad pública, poco a poco se toman autosuficientes, a través de una política tarifaria racional.

La dinamización del sector saneamiento para atender al desarrollo social y a la implantación de industrias de transformación en América Latina, está produciendo un acervo de informaciones de valor inestimable.

Lo que tuvimos oportunidad de presenciar en este Simposio, es una demostración evidente de la preocupación de la Oficina Sanitaria Panamericana, en el sentido de ofrecer a los ingenieros sanitarios latinoamericanos información seleccionada y de alto sentido práctico.

Mucho se habló de la economía que se podría obtener mediante la utilización de nuevos criterios de diseño, que tengan una connotación de simplicidad y bajo costo.

Es nuestra la tarea de utilizar de manera creciente, los servicios del Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente, para que esa Institución pueda ampliar su capacidad operativa y enriquecer su acervo de experiencias.

Seguramente la orientación del CEPIS en el estudio de modelos y en la recomendación de nuevos criterios de diseño, producirá reducciones significativas en el costo de los programas nacionales. Pero, solamente la continuidad de la colaboración mutua entre los países y el Centro, permitirá que ambos se beneficien, y que sea cumplida la meta de ofrecer al hombre la oportunidad de gozar de mejores condiciones de vida en el ambiente.

SIMPOSIO SOBRE NUEVOS METODOS DE TRATAMIENTO DE AGUA

SESION DE CLAUSURA

Palabras pronunciadas por el Dr. Abraham Horwitz
Director de la Organización Panamericana de la Salud,
Oficina Regional de la Organización Mundial de la Salud

Quisiera reiterar las expresiones de gratitud al gobierno del Paraguay, que tuvo el honor de hacerle presente al Excmo. Señor Presidente de la República General de Ejército Alfredo Stroessner, en la entrevista que me concedió en la mañana de hoy. Porque para un diálogo sobre cuestiones que son de trascendencia, sólo se requiere de un ambiente en el que predomine la cordialidad que estimula ideas constructivas. Esta es característica de los paraguayos en quienes se manifiesta una bondad ingénita y un espíritu acogedor, que motiva una sana convivencia.

Para nuestra Organización este Simposio —una actividad que se ha hecho tradicional en estrecha relación con los Congresos de AIDIS— es de particular importancia científica y técnica para los propósitos que informan mucho de su gestión. Tiene que hacer con un elemento esencial, el agua, con su calidad y distribución, a fin de ponerla al alcance de los seres humanos para quienes es vital. Tengo madurez suficiente y la prudencia del caso para no analizar los trabajos y las conclusiones. Ello no sólo porque no tuve el placer de asistir a las sesiones y oír el intercambio valioso de opiniones, sino además porque carezco de la preparación suficiente y espero de ustedes, los participantes, la asesoría que nosotros requerimos para ejercer nuestro cometido. No obstante, no deja de llamar mi atención la intensa investigación en busca de nuevos sistemas de filtración, de sedimentación, de coagulación, entre otros procedimientos físico-químicos, para garantizar la calidad del agua y reducir su costo por consumidor.

Se han producido marcados avances, de los que se ha dado cuenta en el Simposio y se ha identificado una serie de incógnitas, en este campo, que va a ser ineludible dilucidar. Estoy convencido que este es un camino que se irá ampliando para responder a la preocupación mundial, sobre cuáles son las relaciones más adecuadas entre los seres humanos y el ambiente que los rodea. Porque lo que se nos pide, como muy bien se ha señalado, es que aprendamos a vivir en paz con la naturaleza y en paz con nosotros mismos. En suma, que se nos eduque para alcanzar la madurez que nos conduzca a vivir integralmente.

Mucho hay que investigar, porque poco sabemos aún sobre cuáles son los efectos reales que tienen sobre la salud los múltiples componentes del medio, sea de carácter físico, químico, biológico, psicológico o social, que constantemente o nos asolan o nos benefician. Pero mucho hay también que aplicar para reducir el efecto deletéreo de aquellos que sabemos nocivos y que debemos eliminar.

Dentro de esta perspectiva el Simposio que hoy termina cobra particular relieve. Lo que procede es llevar a la práctica lo ya demostrado, por sobre todo, aquello que ha de

beneficiar a muchos y que es financiable. Con este propósito, las decisiones de los Gobiernos son básicas y las experiencias de los ingenieros, fundamentales. La colaboración de los organismos internacionales en la formulación de proyectos, en la formación de especialistas y en la investigación de nuevos métodos, resulta asimismo de importancia. Lo es también el aporte de capital exterior, cualquiera fuera su fuente, para realizar las empresas de mayor entidad.

De todo ello se desprende nuestra responsabilidad compartida, porque nos une un solo propósito. Quiero agradecer en nombre de la Organización Panamericana de la Salud y la Organización Mundial de la Salud, la presencia, las ideas, el espíritu de progreso de todos ustedes y la guía que significa para nosotros las conclusiones.

Sólo deseo que ellas puedan ejecutarse en todos los países, cuando las circunstancias así lo recomienden y se den las condiciones para que ello ocurra. Entre tanto, seguiremos nosotros difundiendo esta buena nueva, promoviendo su realización y aprendiendo de vuestros diálogos sobre problemas similares, cuando tengamos el placer de cooperar a vuestro encuentro.

SIMPOSIO SOBRE NUEVOS METODOS DE TRATAMIENTO DE AGUA

SESION DE CLAUSURA

Palabras pronunciadas por el Ing. Enrique Barrail
Presidente del Consejo de Administración de la
Corporación de Obras Sanitarias de Paraguay

Señores:

La Corporación de Obras Sanitarias (CORPOSANA) se siente muy honrada por haber sido elegida Asunción, para la realización de este muy importante Simposio sobre "Nuevos Métodos de Tratamiento de Agua" que le ha permitido recibir enseñanzas técnicas y prácticas nada menos que de los más eminentes técnicos y científicos en la materia de todos los países que componen la panamérica e incluso, de allende los mares, en el 435° aniversario de su fundación. Este honor sube de punto si se considera que en este 15 de agosto de 1972, la CORPOSANA festeja el décimo tercer aniversario de la habilitación de su servicio de abastecimiento de agua potable a la ciudad de Asunción, que fue posible mediante la sabia conducción del Gobierno de la Nación y de la administración de la cosa pública del pundonoroso militar General de Ejército Don Alfredo Stroessner.

En efecto, a escasos 2 meses de asumir la Primera Magistratura de la Nación, para ser exacto, el 26 de octubre de 1954, nuestro General de Ejército promulgó la ley de creación del ente autárquico CORPOSANA que habría de hacerse cargo de la construcción y administración de un moderno servicio de abastecimiento de agua potable, en el más breve plazo, y que gracias al decidido apoyo del Gobierno Nacional y de la Asociación Nacional Republicana Partido Colorado que le respalda, pudo hacerse efectivo el inicio de las obras el 31 de diciembre de 1956 y la inauguración y habilitación del servicio, el 15 de agosto de 1959 y con ello borrar de la faz de nuestra ciudad capital la vergüenza de ser la única capital en el mundo que no tenía aguas corrientes y tal vez, por ser la última en construirlo es una de las más modernas de América. Transcurrida la primera década y pese a las previsiones hechas, el crecimiento acelerado del consumo hizo necesaria la ampliación de su capacidad, para lo cual, los técnicos de CORPOSANA tuvieron que recurrir nuevamente a los más modernos procesos de sedimentación y filtración aceleradas, que con tanta altura fueran explicadas en esta sala por los eminentes sanitaristas que durante la semana hicieron uso de esta tribuna. En honor a la modestia de los técnicos de CORPOSANA, debo decir que se han visto constreñidos a utilizar estos modernos procedimientos de seditubos en la clarificación del agua y la utilización de granate y carbón activado en la filtración, etc. para permitimos duplicar, siendo que en las pruebas incluso se ha llegado a triplicar la capacidad de producción de nuestra planta de tratamiento de Vifias—cué. Digo que así lo hicieron no por esnobismo, sino porque nuestros técnicos encontraron que por este procedimiento economizábamos una suma superior a un millón de dólares que con el procedimiento clásico hubieran sido necesarios en la reforma y en las obras civiles que debía de realizarse en la planta.

Durante la semana y en especial, en la inauguración del Simposio hemos escuchado valiosas informaciones, estadísticas, y decisiones de la Organización Panamericana de la Salud al crear el Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente que viene funcionando desde principio de 1969 y que tiene su sede en la ciudad de Lima, Perú y que en menos de tres años ya ha prestado colaboración a 21 países de la región, incluso al nuestro. Esta sola decisión patentiza la preocupación constante de las autoridades de la Organización, para quienes hacemos llegar nuestras felicitaciones y nuestros votos de creciente éxito en la batalla que en bien de la salud viene librando y que ha de redundar, sin lugar a dudas, en un auspicioso beneficio para todos los habitantes del Continente Americano. El valor del agua en la vida humana solamente puede apreciarse en el hecho de que esta época de vuelos interplanetarios en que el hombre puso sus pies en la luna, lo que los científicos buscan para saber si hay vida en los planetas que nos rodean, es la presencia de vapor de agua, es decir, la presencia del agua y no estaríamos exagerados en decir "el hombre es un animal acuático". Su mismo organismo está formado casi en su totalidad por moléculas de agua. Sea pues, este rótulo el que nos sirva para magnificar ante este selecto auditorio, la importancia que le damos en CORPOSANA a este Simposio y al hecho de que nos hayan honrado con la sede del XIII Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y como asociándose a todos los paraguayos, nuestros lapachos se vistieron de flores para recibir a tan distinguidas autoridades sanitaristas del Continente, y crearle el marco adecuado para que sus deliberaciones conduzcan a los más brillantes resultados.

Antes de terminar deseo hacer una modesta sugerencia tanto al Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente como a la Organización Panamericana de la Salud y Organización Mundial de la Salud, en el sentido de que orienten también sus esfuerzos y asesoramientos, por lo menos, a los países en vía de desarrollo, en la concreción de las ayudas financieras que estos requieren para la realización de las costosas obras de abastecimientos de agua potable a poblaciones urbanas y rurales. Permítaseme recordar que en el año 1961, cuando la reunión de Punta del Este, donde se creó la Alianza para el Progreso, a inspiración del ilustre desaparecido, Presidente de los Estados Unidos de Norteamérica don John F. Kennedy, se había lanzado el programa de "En los próximos diez años, el 70% de las poblaciones urbanas y el 50% de las rurales tendrán agua corriente". Tal vez, refiriéndose a este programa, en la apertura del Simposio, la dirección de la Organización Panamericana de la Salud, manifestó que en la década del 60 más de 66 millones de habitantes habían sido beneficiados con el servicio de agua potable, de los cuales más de 14 millones viven en áreas rurales. En este sentido, hemos sido informados que en el Brasil, el 50% de las poblaciones urbanas ya cuentan con este servicio, que Venezuela abastece al 80% de las poblaciones rurales, etc., nosotros los paraguayos podemos decir que apenas abastecemos al 20% de la población urbana y un muy reducido núcleo rural. El abastecimiento de agua potable es una obra social por excelencia y resulta muy difícil si no imposible pretender hacer estudios de factibilidad que den el índice positivo que los Bancos Internacionales exigen para la concreción de préstamos que además deben ser de carácter blando, es decir, largos plazos y bajos intereses. Es hacia este problema que deseo atraer la atención de los organismos antes citados y también del Banco In-

ternacional de Desarrollo y Banco Mundial, máxime teniendo en cuenta las estadísticas citadas por el Director del CEPIS, de que en las zonas urbanas y rurales de América Latina y del Caribe la población aumentará en esta década en alrededor de 90 millones de habitantes.

Señores participantes del Simposio, estos 8 días de amenos intercambios de técnicas y experiencias serán recordados por la CORPOSANA y por el pueblo todo, como el broche de oro que la Organización Panamericana de la Salud ha brindado a la ciudad capital en los festejos del 435° aniversario de su fundación. Los Miembros del Consejo de Administración, el Director Ejecutivo, todos los técnicos, hasta el más humilde empleado de la CORPOSANA se unen a mí para decirles muchas gracias por esta generosa entrega que haceis de vuestros conocimientos que ha de servir sin lugar a dudas, para mejorar nuestro servicio y contribuir a la concreción del suministro de tan preciado líquido a las ciudades, pueblos y localidades del interior que aún están esperando que este aspecto de la civilización moderna les alcance.

Son deseos de la CORPOSANA que todos y cada uno de los asistentes a este Simposio y todos y cada uno de los integrantes de la Organización Panamericana de la Salud, de la Organización Mundial de la Salud y del CEPIS, hayan tenido una feliz estada en Asunción y que al regreso a sus patrias lleven un recuerdo indeleble de este pueblo que siempre les esperará con los brazos abiertos así como se espera al hermano. Nada más.

Muchas gracias.

LISTA DE PARTICIPANTES

LISTA DE PARTICIPANTES

ARGENTINA

CARCEDO, Mario Universidad Nacional de Rosario	Rodríguez, 1424 Rosario
DAMERI, Aldo R. Servicio Nacional de Agua Potable	Anchorena, 1350, P. 1, D. 6 Buenos Aires
FALCUCCI, Eduardo Obras Sanitarias de la Nación	Paraguay, 197 Buenos Aires
GIRALT, Jaime Degremont Argentina	Gascón, 1089-4A Buenos Aires
INHOUDS, Enrique Servicio Nacional de Agua Potable y Saneamiento Rural	Zabala, 2463, 5º Dp. A Buenos Aires
LASORSA, Cayetano Servicio Nacional de Agua Potable	C. Argerich, 245 - Haedo Provincia de Buenos Aires
POTEL JUNOT, Miguel Angel Servicio Nacional de Agua Potable	Calle 3, N° 666 - Barrio Cerro Las Rosas - Córdoba

BARBADOS

ARCHER, Arthur Ministry of Health and Welfare	"Glenwood" Bay Street and Bush Hill - St. Michael Barbados
--	--

BOLIVIA

CANDIA HURTADO, Alcides Comité de Obras Públicas	Comité de Obras Públicas Santa Cruz
DURAN, Javier Comité de Obras Públicas	Casilla 218 Santa Cruz
JAUREGUI, Waldo Servicio Autónomo de Agua Potable	Casilla de Correo 37099 La Paz

TEJERINA, Hugo
Servicio Autónomo de Agua Potable

Casilla 4439
La Paz

VEGA, Severo
SEMAPA

Casilla 1602
Cochabamba

BRASIL

BEZERRIL, Paulo
Fomento Estadual de Saneamiento
Básico

Av. Bernardino de Campos 115
Sao Paulo

CARNEIRO BARBOSA, Luiz Fernando
Banco Nacional de Habitação

Rua Humaitá, 243, Ap. 601
Río de Janeiro

CASTIEL, Víctor
Companhia Riograndense de
Saneamiento - CORSAN

Rua Caldas Junior, 120, 17 A.
Porto Alegre, Río Grande

DE AZEVEDO NETTO, José M. *
Universidad de Sao Paulo y
Planidro Ingenieros Consult.

Av. Angelica 1814
Sao Paulo

DELEO DE BARROS, Newton
Companhia Metropolitana de
Agua de Sao Paulo

Rua Silva Jardim 186
Alto de Boa Vista
Sao Paulo

DUARTE FILHO, Ildeu
Secretaría de Obras Públicas
Estado de Minas Gerais

Av. Getulio Vargas 1635
Belo Horizonte

ERICSSON, Arvid Augusto
Companhia de Saneamiento do
Paraná

Rua Eng. Reboucas 1376
Curitiba

GIL LATOU, Marcial
Companhia Metropolitana de Agua
de Sao Paulo

Av. Paulista 2073 - Conjunto
Nacional, Edif. ORSAH TERRACO,
Sao Paulo

LUDWIG, Russell G.
ENCIBRA S.A. - Engenheiros Consult.

Caixa Postal 5086
Río de Janeiro

*Expositor

PARLATORE, Antonio Carlos
Fomento Estadual de Saneamiento
Básico—Centro Tecnológico de
Saneamiento Básico

Rua Prof. Federico Herman
Jr. N° 465, Sao Paulo

REGO MONTEIRO, José Roberto
Banco Nacional de Habitação

Av. Presidente Wilson
164 — 7° andar
Río de Janeiro

ROBINSON PIRAGINE, Roque
Companhia de Saneamiento de
Paraná

Casilla Postal 1106
Curitiba

ROSSIN, Antonio Carlos
Fomento Estadual de Saneamiento
Básico—Tecnológico de Saneamiento
Básico

Rua Prof. Federico Herman
Jr. 465 Sao Paulo

SERAFINI, José Alberto
Departamento Municipal e Esgotos

R. Carangola, 500 Santo Antonio,
Belo Horizonte
Minas Gerais

COLOMBIA

JIMENEZ, Julio Roberto
Departamento Nacional de Planeación

Diagonal 103 N° 56 A 70
Bogotá

MONTERO, José M.
Empresas Municipales de Cali

Av. 3 N° 37N — 36
Cali

ORTEGA, Carlos
Salgado—Piedrahita Escallon Ltda.

Apartado Aéreo 22268
Bogotá

PAREDES INFANTE, Rafael
Instituto Nacional Municipal

INSFOPAL
Bogotá

PULIDO PARRA, Héctor *
Empresa de Acueducto y Alcantarillado
de Bogotá

Carrera 32 N° 96 — 36
Bogotá, 8

RUEDA BRICEÑO, Daniel
Empresa de Acueducto y Alcantarillado
de Bogotá

Calle 22 C N° 40 — 99
Bogotá

*Expositor

COSTA RICA

SILES, Luis Paulino
Servicio Nacional de Acueductos
y Alcantarillado, Universidad de
Costa Rica

S. N. A. A. – Apartado 512
San José

CHILE

HIDALGO, Fernando
Dirección de Obras Sanitarias del
Ministerio de Obras Públicas y
Transportes

Casilla 220
Concepción

JARPA, Carlos
Universidad de Chile, Dpto. de
Obras Civiles, Sec. Ing. Sanitaria

Tupper 2140
Santiago

SCHIFINI, Juan P.
Universidad de Chile

Casilla Postal 5373
Santiago

ECUADOR

CEBALLOS, René
Instituto Ecuatoriano de Obras
Sanitarias

IEOS
Quito

MALO CORDERO, Fernando
Empresa de Teléfono – Agua Potable
y Alcantarillado (ETAPA)

Casilla 297
Cuenca

PEREZ, José *
División de Saneamiento del
Medio Ambiente, Ministerio de
Salud Pública del Ecuador

Ministerio de Salud Pública
Quito

EL SALVADOR

MANCIA DE RIOS, Félix Roberto
Administración Nacional de Acueductos
y Alcantarillado "ANDA"

Administración Nacional
de Acueductos y Alcantarillados
"ANDA"
San Salvador

*Expositor

ESTADOS UNIDOS

CLEASBY, John *
Iowa State University

Civil Engineering, Dpt.
ISU –
Ames Iowa 500010

ROBECK, Gordon *
U. S. Environmental Protection
Agency

4626 Columbia PK Way
Cincinnati, Ohio

SINGLEY, J. Edward
University of Florida

Dept. of Environ. Eng. Sciences
Gainesville, Florida, 3260

GUATEMALA

VIDAL PAIS, Alfredo
Instituto de Fomento Municipal

6a. Av. 1-73 Z-4
Ciudad de Guatemala

HAITI

OLIVIER, Roger
CAMEP

104 Rue des Casernes
Port-au-Prince

HONDURAS

FUNES, Francisco A.
Servicio Autónomo Nacional de
Acueductos y Alcantarillado

Colonia el Prado N° 110
Comayagua D. C.

MEXICO

ESCALANTE Y MAYER, Carlos
Secretario de Salubridad y Asistencia

Córdova 17 – 2° Piso
Col. Roma, México D. F.

MARQUEZ ROMERO, Manuel
Secretaría de Recursos Hidráulicos

Reforma 77 – p. 9°
México, D. F.

MENDOZA GAMES, Adolfo Gastón
Universidad Nacional Autónoma de
México

REBSAMEN 1142
2 México 12, D. F.

* Expositor

SANCHEZ MENESES, Manuel
Universidad Autónoma de Puebla

13 Poniente N° 213
Puebla

NICARAGUA

SAAVEDRA L., Francisco S.
Universidad Nacional Autónoma
de Nicaragua

DENICAL
Apartado 968
Managua

SALAS, Ceferino
Departamento Nacional de Acue-
ductos y Alcantarillados

Ciudad Jardín H-13
Managua

PANAMA

HUTCHINSON, Rodolfo
Instituto de Acueducto y
Alcantarillado Nacional

Apartado Postal 787
Panamá, 9 A

PARAGUAY

AGUADE, Ricardo
Ministerio de Salud Pública y
Bienestar Social

Pettirossi y Brasil
Asunción

ANDRADA, José
Corporación de Obras Sanitarias

José Berges y Brasil
Asunción

ASCHWELL, Jorge H.
Corporación de Obras Sanitarias

José Berges y Brasil
Asunción

BAEZ BENITEZ, Julián
Centro Paraguayo de Ingenieros

Yegros N° 242
Asunción

BARRAIL, Enrique
Corporación de Obras Sanitarias

José Berges y Brasil
Asunción

CAMPOS, Angel
Ministerio de Salud Pública y
Bienestar Social

Petirossi y Brasil
Asunción

CAÑIZA, Francisco Diego
Corporación de Obras Sanitarias

José Berges y Brasil
Asunción

CARDOZO, Cristóbal
Comando de Ingeniería

Comando de Ingeniería
Asunción

CAUSARANO, Roberto
Corporación de Obras Sanitarias

José Berges y Brasil
Asunción

CHAVEZ, Bernardino
Ministerio de Obras Públicas y
Comunicaciones

Oliva y Alberdi
Asunción

CHENU ABENTE, Ronald
Corporación de Obras Sanitarias

José Berges y Brasil
Asunción

DIAZ DE BEDOYA, Pedro
Corporación de Obras Sanitarias

José Berges y Brasil
Asunción

FERNANDEZ, Enrique
Corporación de Obras Sanitarias

José Berges y Brasil
Asunción

FIORE DUARTE, Alba
Programa de Alimentación y
Educación Nutricional

Cerro Corá 900
Asunción

FRANCO FLORES, Darío
Comando de Ingeniería

Comando de Ingeniería
Asunción

FRETES VENTRE, Daniel
Electro Consul

Iturbe 691
Asunción

HEURICH, Pedro
Corporación de Obras Sanitarias

José Berges y Brasil
Asunción

LOPEZ, José Edelmiro
Facultad de Ciencias Físicas y
Matemáticas

España y Brasil
Asunción

MEZA, Heriberto
Corporación de Obras Sanitarias

José Berges y Brasil
Asunción

MONGES SAMUDIO, Eliseo Comando de Ingeniería	Comando de Ingeniería Filadelfia (Chaco)
PEREZ INCHAUSTI, Aníbal Administración Nacional de Electricidad (ANDE)	Padre Cardozo y Sarmiento Asunción
PETERSEN, Andrea Corporación de Obras Sanitarias	José Berges y Brasil Asunción
PUSCHKAREVICH, Vladimir Comité Organizador XIII Congreso AIDIS	Casilla Correo 1553 Asunción
RAYNERI, Víctor M. Louis Berger Inc. – Kennedy Eng.	Casilla Correo 484 Asunción
SANABRIA, Cristóbal Facultad de Medicina	Pacheco y Choferes del Chaco Asunción
STORN, Gustavo Corporación de Obras Sanitarias	José Berges y Brasil Asunción
TORRES, Teresio Corporación de Obras Sanitarias	José Berges y Brasil Asunción
ZUGASTI, Eulize Comité Organizador XIII Congreso AIDIS	Casilla Correo 1553 Asunción

MISION MILITAR ARGENTINA EN PARAGUAY

CLAVERIA, Tte. Cnel. Miguel A.	Casilla Correo 24 – Asunción
DOLDER, Mayor Ing. Eduardo M.	Casilla Correo 24 – Asunción

PERU

BLUME, Roberto * Ministerio de Vivienda	Apartado 5027 Lima
---	-----------------------

* Expositor

FUKUDA, Rosario
Dirección General de Reforma
Agraria y Asentamiento Rural
Ministerio de Agricultura

Jirón La Mar 282
Lima

MENDOZA TARAMANA, Teresita Luz
Ministerio de Vivienda

Alcalá 186 – Pueblo Libre
Lima

MEZA ROJAS, Sixto Felipe
Ministerio de Vivienda, Dirección
General de Obras Sanitarias

Residencial San Felipe
Los Manzanos 402
Jesús María – Lima

MORALES, Gloria
Sistema Nacional de Apoyo a la
Movilización Social

Av. Arenales 2278 – 340
Lima

RAMOS TAPIA, Juan *
Empresa de Saneamiento de Lima
(ESAL)

Av. Venezuela 812
Breña, Lima

SOLIS FARFAN, Felipe Víctor
Ministerio de Vivienda

Av. Las Américas 1427
Lima 13

REINO UNIDO

MILLER, Derek G. *
The Water Research Association

Medmenham, Marlow
England

REPUBLICA DOMINICANA

SUERO MARRANZINI, Julio
Instituto Nacional de Agua
Potable y Alcantarillados

INAPA
Santo Domingo

URUGUAY

CORLETTO, Miguel Angel
Obras Sanitarias del Estado

Soriano 1613 – 1° piso
Montevideo

* Expositor

ESTEFANELL, Rodolfo
Obras Sanitarias del Estado

Soriano 1613
Montevideo

VENEZUELA

BARBATO, Cosmo
Asociación Interamericana de
Ingenieros Sanitarios (AIDIS)

Apartado 6341
Caracas

CARRILLO, José María
Asociación Interamericana de
Ingenieros Sanitarios (AIDIS)

Tucupido 102, San Román
Caracas 106

MARTINEZ, Luis Martín
INOS

Edif. LA PAZ
Av. Andrés Bello
Caracas

RIVAS MIJARES, Gustavo
Universidad Central de Venezuela

Colina Bello Monte
Av. Caroni—Ruta "Ayaima"
Caracas

WANNONI L., Luis
Asociación Interamericana de
Ingenieros Sanitarios (AIDIS)

Apartado 6341
Caracas

WULFF, Max
INOS—AAZM

Calle Colombia N° 7
Terrazas — Del Club Hípico
Terraza "D" — Caracas

ORGANISMOS INTERNACIONALES

Banco Mundial

THYS, Alain

5007 Acacia, Av. Bethesda
Md. 20014

Banco Interamericano de Desarrollo

DOUGLAS, Walter R.

Casilla 1209
Asunción

* Expositor

MENDONÇA, Joao

808 17Th. N. W.
Washington D. C.

ROMERO BENAVIDES, Hugo

Casilla 1209
Asunción

Misión Económica de los Estados Unidos

KRANASKAS, Anthony J.

Embajada de los Estados Unidos
en el Paraguay – Asunción

O'SHAUGNESSY, Philip

Embajada de los Estados Unidos
en el Paraguay – Asunción

WAGNER, Edmund G. *

USAID
Edif. BEG Rua Melvin
Josef 5, Río de Janeiro

Oficina Sanitaria Panamericana

ARBOLEDA, Jorge *
CEPIS

Casilla 4337
Lima

CASTAGNINO, Walter
CEPIS

Casilla 4337
Lima

CORDERO, Olman *
Oficina Central

525 23d St.
Washington, D. C. 20037

CHINCHILLA, Rafael
Zona I

Apartado 6722
Caracas

CHIRIBOGA, Hugo
Zona III

Edif. ETISA – 3° P.
12 calle 7 – 38, Zona 9
Ciudad de Guatemala

FERNANDEZ, Tulio
Argentina

M. T. de Alvear 684 – 4° P.
Buenos Aires

Expositor

FLOREZ, Alberto Zona IV	Los Cedros 269 San Isidro -- Lima
HANSON, Harry Oficina Central	525 23d St. Washington, D. C. 20037
HILBURG, Carlos Zona V	Caixa Postal 159 - Z - C - 00 Río de Janeiro
IZURIETA, Edmundo Zona II	Havre 30 Mexico, D. F.
KIRCHMER, Cliff J. CEPIS	Casilla 4337 Lima
MARZINELLI, Miguel A. Uruguay	Casilla Correo 507 Montevideo
MUÑOZ, Dante Argentina	M. T. de Alvear 684 - 4° P. Buenos Aires
RIBEIRO, Efraín Oficina Central	525 23d St. Washington, D. C. 20037
SANDOVAL, Rafael Chile	Casilla Postal 179 D Santiago de Chile
SPERANDIO, Odyer CEPIS	Casilla 4337 Lima
VALENZUELA, Víctor A. Paraguay	Casilla Correo 839 Asunción
WITT, Vicente Oficina Central	525 23d St. Washington, D. C. 20037
YANEZ, Fabián * CEPIS	Casilla 4337 Lima
ZARRICUETA HENRIQUEZ, Manuel Paraguay	Casilla Correo 839 Asunción

* Expositor

COORDINADORES

Efraín Ribeiro
Asesor Regional, Departamento de Ingeniería y Ciencias del Ambiente,
Organización Panamericana de la Salud
Washington, Estados Unidos

Odyer A. Sperandio
Director del Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y
Ciencias del Ambiente (CEPIS)
Lima, Perú

Tulio Fernández
Ingeniero Zonal, Oficina de la Zona VI de la Oficina Sanitaria Panamericana
Buenos Aires, Argentina

Miguel A. Marzinelli
Ingeniero de la Oficina Sanitaria Panamericana
Montevideo, Uruguay

ASESOR TECNICO

Jorge Arboleda Valencia
Asesor Regional en Tratamiento de Agua, Centro Panamericano de
Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente (CEPIS)
Lima, Perú

SECRETARIOS

Rafael Sandoval
Consultor de la OPS-CEPIS, adscrito a la Comisión Económica para
América Latina (CEPAL)
Santiago, Chile

Cliff J. Kirchmer
Asesor Regional en Química del Agua y Laboratorios, Centro Panamericano
de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente (CEPIS)
Lima, Perú

IMPRESO EN EL CEPIS, LIMA-PERU